

BAB II

DETUGAS AKHIR PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Bahan Baku

1. Limbah Pickling Liquor (WPL)

Menurut Özdemir et al. (2006) & Devi et al. (2014), komposisi dan MSDS dari *picking liquor* terlihat pada Tabel 2.1 dan Tabel 2.2

- Komposisi Kimia

Tabel 2.1 Komposisi Kimia Limbah *Picking Liquor*

Komposisi	Konsentrasi (%)
H ₂ O	72.43
FeCl ₂	15.85
HCL	10.5
FeCl ₃	1.22

- Sifat MSDS

Tabel 2.2 Sifat MSDS Limbah *Picking Liquor*

Parameter	Nilai	Satuan
Bentuk Fisik	Cair	-
Warna	Kuning kehijauan hingga coklat	-
Fase	<i>Aqueous solution</i>	-
Densitas	1.15-1.25	g/cm ³
pH	0.5-2.0	-
Titik Didih	105-108	°C
Viskositas	1.2-1.8	cP
Konduktivitas	200-400	mS/cm
Kemunian Fe	45-65	%

2. Scarp Iron

Menurut Makrygiannis & Tsetsekou (2022), *Scrap Iron* memiliki komposisi dan sifat MSDS yang dapat dilihat pada Tabel 2.3 dan Tabel 2.4.

- Komposisi Kimia

Tabel 2.3 Komposisi *Scrap Iron*

Komposisi	Konsentrasi (%)
Fe ⁰	97,73
Mn	0,73
C	0,47
Cu	0,21
Ni	0,12
Si	0,27
Cr	0,3
Impuritas lainnya	0,17

- Sifat MSDS

Tabel 2.4 Sifat MSDS *Scrap Iron*

Parameter	Nilai	Satuan
Bentuk Fisik	Padatan (<i>Flakes/Powder</i>)	-
Warna	<i>Bluish-black</i> hingga abu-abu	-
Fase	Padatan Kristalin	-
Densitas	5,0-5,2	g/cm ³
<i>Bulk Density</i>	2,5-2,7	g/cm ³
Ketebalan	105-108	mm
Ukuran Partikel	1,2-1,8	%
Kandungan Fe Total	200-400	%
Potensial <i>Recovery</i> Fe	45-65	%
Kekerasan (Mohs)	5-6	-
Parameter	Nilai	Satuan

3. *Scale Mill*

Menurut Yucel et al. (2013), *scale mill* memiliki komposisi dan sifat MSDS ditunjukkan pada Tabel 2.5 dan Tabel 2.6

- Komposisi Kimia

Tabel 2.5 Komposisi *Scale Mill*

Komposisi	Konsentrasi (%)
FeO	26,5
Fe ₃ O ₄	60
Fe ₂ O ₃	10
Al ₂ O ₃	1,5
SiO ₂	1
CaO	0,3
MgO	0,2
MnO	0,3
lainnya	0,2
Total	100,00

- Sifat MSDS

Tabel 2.6 Sifat MSDS *Scale Mill*

Parameter	Nilai	Satuan
Konsentrasi	Padat (variatif)	-
Warna	Abu – abu metalik hingga coklat matang	-
Fase	Padat metalik	-
Densitas	7,6 – 7,9	g/cm ³
<i>Bulk Density</i>	1,2 – 2,5	g/cm ³
Ketebalan	105-108	mm
Ukuran Partikel	variative	mm
Kandungan Fe Total	89 – 95	%
Kandungan Minyak	0,5 – 3,0	%

4. Asam Sulfat (H₂SO₄)

Asam sulfat pekat (98%) dipilih sebagai reaktan dan media pelarut utama dalam perancangan pabrik ini karena pertimbangan teknis berikut:

- Memiliki reaktivitas yang tinggi untuk melarutkan besi oksida (*mill scale*) dan mereaksikan *waste pickling liquor* (FeCl₂) secara efektif guna membentuk larutan garam *ferrous sulphate*.
- Karakteristik termodinamika dan kinetika reaksi yang mendukung pembentukan produk secara optimal pada reaktor semi-batch maupun netralisasi CSTR.
- Keterseediaan komersial yang sangat baik di dalam negeri dengan kapasitas skala industri besar yang ekonomis.
- Kompatibilitas dengan sistem kristalisasi lanjutan pada unit *Drat Tube Baffle* (DTB) *Crysalizer*.

Data MSDS asam sulfat dapat dilihat pada Tabel 2.7.

Tabel 2.7 Data MSDS Asam Sulfat (H₂SO₄)

Parameter	Nilai	Satuan
Bentuk Fisik (25°C)	Cairan jernih, kental (<i>Clear, oily liquid</i>)	-
Konsentrasi	≥98,0	% w/w
Kandungan Air	2	% w/w
BM	98,08	g/mol
<i>Spesific Gravity</i> (20°C)	1,84	g/cm ³
Titik Didih	330	°C
(Decomposes)		
Titik Lebur	-3	°C
Viskositas (1% aq. sol, 25°C)	24,5	mPa·s
pH (1% <i>solution</i>)	<1	-
<i>Vapor Pressure</i> (25°C)	< 0.1	Pa
ΔH <i>Dilution</i>	-80	kJ/mol
GHS Classification	Skin Corr.1A (H314)	Korosif tinggi

2.1.2 Produk

1. *Ferrous Sulfate Heptahydrate* ($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$)

Menurut Tyner & Francis (2017) *ferrous sulphate heptahydrate* komposisi dan sifat MSDS yang pada Tabel 2.8 dan Tabel 2.9

- Komposisi Kimia

Tabel 2.8 Komposisi Kimia *Ferrous Sulfate Heptahydrate*

Komposisi	Konsentrasi (%)
$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	$\geq 97,00$
Fe^{2+}	19
Fe^{3+}	$\leq 0,3$
Free H_2SO_4	$\leq 0,9$
Moisture	$\leq 1,0$
Insoluble Matter	$\leq 0,05$

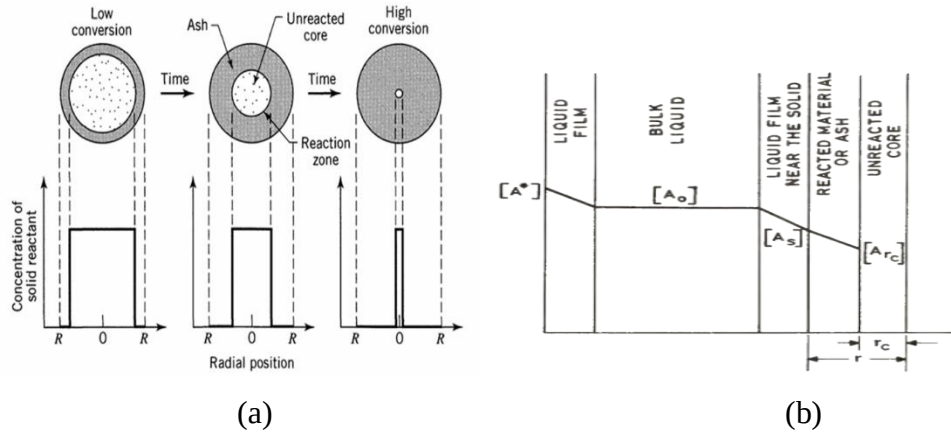
- Sifat MSDS

Tabel 2.9 Sifat MSDS *Ferrous Sulfate Heptahydrate*

Parameter	Nilai	Satuan
Bentuk Fisik	Kristal monoklinik	-
Warna	Hijau kebiruan pucat	-
Densitas	1,89	g/cm^3
<i>Bulk Density</i>	1,2 – 1,4	g/cm^3
Titik Leleh	64 (dekomposisi)	$^{\circ}\text{C}$
Kelarutan dala air (20 $^{\circ}\text{C}$)	variatif	mm
Kandungan Fe Total	295	g/L
pH (larutan 5%)	3,0 – 4,0	-

2.2 Konsep Proses

2.2.1 Dasar Reaksi



Gambar 2.1 (a) Mekanisme *Shrinking Core Model*; (b) Profil konsentrasi pereaksi pada *Shrinking Core Model*

Reaksi pembentukan FSH dari limbah besi multivarian merupakan reaksi heterogen dengan *Shrinking Core Model* dimana memvisualisasikan proses terjadi pada antarmuka padatan – cairan yang bergerak menyusut ke dalam seiringnya waktu berlangsung terdifusi dan bereaksi meninggalkan produk padat namun inti padatan tidak menyusut seluruhnya. Hal ini mengindikasikan terdapat keterbatasan difusitas cairan dalam mengonversi padatan, sehingga semakin besar diameter padatan bereaksi maka semakin kecil konversi dan sebaliknya, proses terlihat dari gambar 2.1 (a).

Berdasarkan profil transfer massa pada Gambar 2.1(b), reaktan cair (asam sulfat) berdifusi melewati lapisan film cair (*liquid film*), masuk ke dalam lapisan produk padat (*ash layer*), hingga mencapai permukaan inti padatan yang belum bereaksi (*unreacted core*) pada radius r_c . Hambatan difusi melalui lapisan produk dan hambatan reaksi kimia di permukaan inti menjadi faktor penentu laju keseluruhan (*rate-controlling step*). Semakin besar ukuran partikel padatan, semakin besar pula resistansi difusi internal, sehingga waktu reaksi untuk mencapai konversi penuh menjadi lebih lama.

Secara sistematis, laju reaksi dapat dinyatakan sebagai fungsi waktu dan radius inti tak bereaksi:

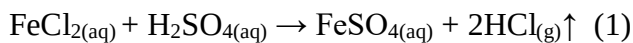
$$\frac{dR_c}{dt} = \frac{kC_A}{\rho_s} \left(\frac{r_c}{R}\right)^2$$

Dimana k adalah konstanta kecepatan reaksi, C_A konsentrasi reaktan cair, ρ_s densitas padatan, dan R radius awal partikel. Untuk sistem yang dikontrol oleh difusi melalui lapisan produk, hubungan antara konversi (X) dan waktu (t) dapat dinyatakan sebagai:

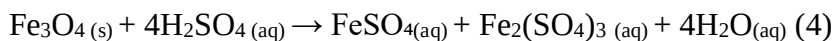
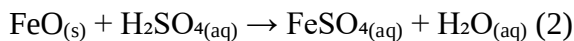
$$1 - 3(1 - X)^{\frac{2}{3}} + 2(1 - X) = \frac{k_d C_A t}{\rho_s R^2}$$

dengan k_d sebagai konstanta difusi efektif.

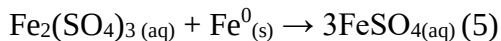
- Reaktor 1 (WPL)



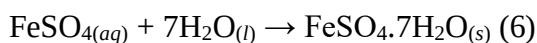
- Reaktor 2



- Reaktor 3



- Kristalizer

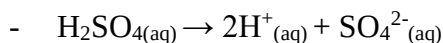
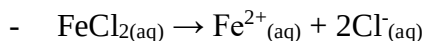


2.2.2 Mekanisme Reaksi

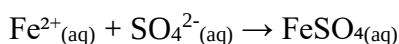
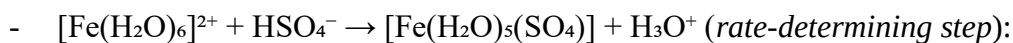
Mekanisme reaksi pembentukan vitrio hijau (FSH) dari picking liquor, scap iron, dan scale mill terjadi sebagai berikut:

Reaksi (1) sebagai reaksi primer karena merupakan reaksi dengan jumlah umpan terbanyak (ketersediaan dominan). Reaksi merupakan pertukaran garam, asam – basa lewis, *dissolusi-deprotonasi*:

- Langkah 1: Disosiasi reaktan



- Langkah 2: Protonasi dan Pertukaran ligand:



- Langkah 3: Displacement Cl^- oleh SO_4^{2-}
- Langkah 4: Volatilitas $\text{HCl}_{(\text{aq})} \rightarrow \text{HCl}_{(\text{g})}$ yang meninggalkan sistem sebagai driving force untuk menggeser kesetimbangan ke produk.

Reaksi (2) merupakan reaksi asam-basa, dissolusi oksida logam, *ion exchange* di permukaan padatan (paling reaktif):

- Langkah 1: Adsorpsi, ion H^+ dari disosiasi H_2SO_4 mendekati permukaan logam besi
- Langkah 2: Protonasi lanjut dan pemutusan Ikatan Fe-O (*rds*).
 - $\text{OH}^-(\text{permukaan}) + \text{H}^+_{(\text{aq})} \rightarrow \text{H}_2\text{O}(\text{permukaan}) \rightarrow (\text{H}_2\text{O})_{(\text{aq})}$
 - $\text{Fe}^{2+}\text{-O}^{2-}\text{-Fe}^{2+} + 2\text{H}^+ \rightarrow \text{Fe}^{2+}_{(\text{aq})} + \text{Fe}^{2+}(\text{perm.}) + \text{H}_2\text{O}_{(\text{l})}$
- Langkah 3: Koordinasi Fe^{2+} dengan SO_4^{2-}
 - $\text{Fe}^{2+}(\text{aq}) + \text{SO}_4^{2-}(\text{aq}) \rightarrow [\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_4(\text{SO}_4)](\text{aq}) \rightarrow \text{FeSO}_4(\text{aq}) + 4\text{H}_2\text{O}$
- Langkah 4: Shrinking Core
 - FeO terkikis dari permukaan ke dalam (r_c menyusut), H_2SO_4 diffuse melalui film cairan ke permukaan FeO baru.

Reaksi (3) merupakan reaksi asam – basa, dissolusi oksida trivalen:

- Langkah 1: Adsorpsi Proton di Permukaan Fe_2O_3 :
 - $\text{Fe-O-Fe} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\equiv\text{Fe-OH}$ (hidrolisis permukaan)
 - $\equiv\text{Fe-O}^- + \text{H}^+ \rightarrow \equiv\text{Fe-OH}$; $\equiv\text{Fe-OH} + \text{H}^+ \rightarrow \equiv\text{Fe-OH}_2^+$
- Langkah 2: Protonasi Lattice dan Pemutusan Ikatan Fe-O-Fe (*rds*):
 - $\equiv\text{Fe-OH}\cdots\text{Fe}\equiv + \text{H}^+ \rightarrow \equiv\text{Fe-OH}_2^+ + \equiv\text{Fe-O}^-$
 - $\equiv\text{Fe-OH}_2^+ \rightarrow \text{Fe}^{3+}(\text{aq}) + \text{H}_2\text{O}$
- Langkah 3: Koordinasi Fe^{3+} dengan SO_4^{2-} .
 - $\text{Fe}^{3+}(\text{aq}) + \text{SO}_4^{2-} \rightarrow [\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_4(\text{SO}_4)]^+ \rightarrow [\text{Fe}(\text{H}_2\text{O})_2(\text{SO}_4)_2]^- \rightarrow \text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3(\text{aq}) + 2\text{H}_2\text{O}$
- Langkah 4: Shrinking Core dengan Film Terprotonasi.
 - $\text{Fe}^{3+}\text{-A-C}_2\text{O}_4^-(\text{s}) \xrightarrow{k_{\text{RDS}}} \text{Fe}^{2+}\text{-A}(\text{s}) + 2\text{CO}_2(\text{g})$

Reaksi (4) merupakan jenis dissolusi oksida campuran valensi, redoks internal, asam basa ganda (reaktivitas sedang):

- Langkah 1: Protonasi Permukaan Fe_3O (cepat).
 - $\equiv\text{Fe-O}^- + \text{H}^+ \rightarrow \equiv\text{Fe-OH}$; $\equiv\text{Fe-OH} + \text{H}^+ \rightarrow \equiv\text{Fe-OH}_2^+$.

- Langkah 2: Dissolusi Fe^{2+} dari Situs Oktahedral.
 - $\text{Fe}^{2+}(\text{oct}) + 2\text{H}^+ \rightarrow \text{Fe}^{2+}(\text{aq}) + \text{H}_2\text{O}$.
- Langkah 3: Dissolusi Fe^{3+} dari Situs Tetrahedral dan Oktahedral.
 - $\text{Fe}^{3+}(\text{tet}) + 3\text{H}^+ \rightarrow \text{Fe}^{3+}(\text{aq}) + 3/2 \text{H}_2\text{O}$
 - $\text{Fe}^{3+}(\text{oct}) + 3\text{H}^+ \rightarrow \text{Fe}^{3+}(\text{aq}) + 3/2 \text{H}_2\text{O}$
- Langkah 4: Redistribusi Oksida
 - $\text{Fe}^{2+}(\text{oct}) + \text{Fe}^{3+}(\text{oct}) \rightleftharpoons \text{Fe}^{3+}(\text{oct}) + \text{Fe}^{2+}(\text{oct})$
- Langkah 5: Shrinking Core dengan Perubahan Komposisi

Reaksi (5) reaksi elektrokimia heterogeny yang terjadi antarmuka padat – cair permukaan *scrap iron*.

- Langkah 1: Anodik.
 - $\text{Fe}^0 \rightarrow \text{Fe}^{2+} + 2\text{e}^-$ ($E^\circ = -0,44 \text{ V}$)
- Langkah 2: Katodik
 - $\text{Fe}^{3+} + \text{e}^- \rightarrow \text{Fe}^{2+}$ ($E^\circ = +0,77 \text{ V}$)
- Langkah 3: Diffusi Fe^{3+} ke permukaan melalui boundary layer.
- Langkah 4: Adsorpsi Fe^{3+} membentuk *surface complex*
- Langkah 5: Transfer elektron (rate-determining step)
- Langkah 6: Desorpsi Fe^{2+} ke larutan

Reaksi (6) melibatkan proses nukleasi larutan jenuh,

- Langkah 1: Supersaturasi
 - Larutan FeSO_4 didinginkan dari 85°C menjadi 50°C , sehingga mencapai tingkat supersaturasi kritis. Pada titik ini inti kristal mulai terbentuk
- Langkah 2: Pembentukan Kristal
 - Ion $[\text{Fe}(\text{H}_2\text{O}_6)]^{2+}$ dan SO_4^{2-} berinteraksi membentuk pasangan ion $[\text{Fe}(\text{H}_2\text{O}_6)]\text{SO}_4$.
 - Reorganisasi sterik hidrasi terjadi untuk membentuk struktur kristal
- Langkah 3: Pembentukan Heptahidrat
 - $[\text{Fe}(\text{H}_2\text{O}_6)]\text{SO}_4$ bereaksi dengan satu molekul air untuk membentuk $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ dengan struktur kristal monoklinik.

Struktur ini terdiri dari 6 molekul air yang terkoordinasi dengan ion Fe^{2+} dan 1 molekul air yang berada dalam struktur kisi kristal.

2.2.3 Kondisi Operasi

Berdasarkan prosesnya terdapat 3 unit reaksi proses pembentukan vitriol dari *waste pickling liquor*, *scrap iron* dan *scale mil*, dimana dapat dilihat pada Tabel 2.11.

Tabel 2.10 Perbandingan kondisi operasi pada proses pembentukan *ferrous sulfate heptahydrate*

Parameter	Reaktor 1 (Kehrmann, 2005)	Reactor CSTR series 2 (Vehmaanperä, 2022; 太原理工大学, 2005)	Reaktor 3 <i>Iron Reduction</i> (Buchel et al., 2000; Kasey, 1971)	Kristalisasi (Shaikh et al., 2013).
T (°C)	85 – 95	100 - 110	50 – 80	70 → 0 – 20 (pendinginan)
pH	0,5 – 2,0	< 1,0	1,5 – 2,5	2,0 – 3,0
P (atm)	1,0	1,0	1,0	1,0
rpm	300 – 400	300 – 400	300 – 400	100 – 200
t (jam)	4	1,5 – 2	1,5 – 2	4 – 18

2.2.4 Tinjauan Termodinamika

Dalam tahap prarancangan pabrik, kajian kesetimbangan termodinamika dilakukan dengan menganalisis perubahan entalpi reaksi (ΔH_{reaksi}) dan perubahan energi bebas Gibbs reaksi (ΔG_{reaksi}) pada suhu operasional untuk mengidentifikasi kecenderungan arah reaksi serta kebutuhan energi dalam proses. Apabila ΔH_{reaksi} bernilai positif, reaksi tersebut tergolong endotermis yang membutuhkan pasokan kalor dari luar sistem, sementara nilai negatif mengindikasikan reaksi eksotermis yang melepaskan kalor sehingga diperlukan peralatan pendingin (*cooler*) guna mengontrol suhu proses. Kecenderungan reaksi untuk berlangsung secara spontan ditentukan oleh nilai ΔG ; suatu reaksi dikatakan spontan secara termodinamika pada kondisi operasi tertentu bila $\Delta G < 0$, dan sebaliknya tidak spontan bila $0 < \Delta G$. Selain itu, konstanta kesetimbangan (K)

menggambarkan tingkat kemajuan reaksi; nilai K yang sangat tinggi ($K \gg 1$) menandakan reaksi yang hampir berlangsung sempurna (*irreversible*) dalam praktiknya, sedangkan nilai K yang mendekati satu atau rendah mencerminkan reaksi reversibel dengan batasan konversi yang cukup substansial. Pada desain pabrik *ferrous sulfate heptahydrate* ini dibutuhkan 11 reaksi kompleks, untuk data termodinamika dapat dilihat pada Tabel 2.10.

Tabel 2.11 Data Termodinamika Desain Pabrik *Ferrous Sulfate Heptahydrate*

Komponen	ΔH_f° (Kj/mol)	ΔG_f° (Kj/mol)
Fe	0	0
Fe ₂ O ₃ (<i>hematite</i>)	-824,2	-742,2
Fe ₃ O ₄ (<i>magnetite</i>)	-1118,4	-1015,4
FeO (<i>wüstite</i>)	-272,04	-251,4
Fe ²⁺ _(aq)	-891	-789
Fe ³⁺ _(aq)	-48,5	-4,7
H ₂ SO _{4(aq, ∞)}	-887,34	-755,91
H ₂ SO _{4(l)}	-814	-690
FeSO _{4(aq, ∞)}	-929	-741
FeSO ₄ ·7H ₂ O _(s)	-3015	-2510,4
Fe ₂ (SO ₄) _{3(s)}	-2582,8	-2262,8
FeCl _{2(aq)}	-424	-334
HCl _(aq)	-167,159	-131,228
Cl ⁻ _(aq)	-167,159	-131,228
H ₂ O _(l)	-285,83	-237,129
H _{2(g)}	0	0

(Dean, 1990; Perry et al., 2008; Yaws, 2009)

- Reaksi 1 (*Reactor 1*)

Reaksi *ferrous chloride* dengan asam sulfat pada kondisi 1 atm dan suhu 25°C (298°K), maka diperhitungkan terlebih dahulu perubahan entalpi pembentukan standar (ΔH_f°):

$$\Delta H_f^\circ_{298} = \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_f^\circ_{298} = [\Delta H_f^\circ(\text{FeSO}_4) + \Delta H_f^\circ(2\text{HCl})] - [\Delta H_f^\circ(\text{FeCl}_2) + \Delta H_f^\circ(\text{H}_2\text{SO}_4)]$$

$$\Delta H_f^\circ_{298} = [-929 + 2 \times (-92,307)] - [-156,119 + (-909,27)] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ_{298} = -117,525 \text{ kJ/mol (exotherm reaction)}$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = [\Delta G_f^\circ(\text{FeSO}_4) + \Delta G_f^\circ(2\text{HCl})] - [\Delta G_f^\circ(\text{FeCl}_2) + \Delta G_f^\circ(\text{H}_2\text{SO}_4)]$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = [-823,43 + 2 \times (-95,29)] - [-194,656 + (-744,5)] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = -74,854 \text{ kJ/mol (spontant reaction)}$$

Untuk nilai konstanta kesetimbangan reaksi dikalkulasi menggunakan rumus:

$$\Delta G_f^\circ = -RT \ln K_{298}$$

$$K_{298} = \exp \frac{\Delta G_f^\circ}{RT}$$

$$K_{298} = \exp \frac{(-74,854) \text{ J/mol}}{(0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \times 298 \text{ K})}$$

$$K_{298} = 1,321 \times 10^{13}$$

Reaksi (1) ini dijalankan dalam suhu 85°C ($\approx 358^\circ\text{K}$) sehingga nilai konstanta kesetimbangan reaksi dihitung ulang melalui persamaan *Van't Hoff* dimana:

$$\ln \frac{(K_{298})}{(K_{298})} = \left(-\frac{(\Delta H_f^\circ_{298})}{R} \right) \left(\frac{1}{T_{\text{Operation}}} - \frac{1}{T_{\text{Standar}}} \right)$$

$$\ln \frac{(K_{298})}{(K_{298})} = \left(-\frac{-117,525 \text{ kJ/mol}}{0,008314} \right) \left(\frac{1}{358^\circ\text{K}} - \frac{1}{298^\circ\text{K}} \right)$$

$$\ln \frac{(K_{298})}{(K_{298})} = -7,950092822$$

$$\left(\frac{K_{358}}{K_{298}} \right) = \exp^{-7,950092822}$$

$$K_{358} = 4,66 \times 10^9$$

Jika nilai konstanta kesetimbangan reaksi > 1 , maka reaksi (1) ini bersifat *irreversible* (searah) ke arah produk.

- Reaksi 2 (*Reactor2*)

Reaksi *scale mill* dengan asam sulfat pada kondisi 1 atm dan suhu 25°C (298°K), maka diperhitungkan terlebih dahulu perubahan entalpi pembentukan standar (ΔH_f°):

$$\Delta H_f^\circ_{298} = \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_f^\circ_{298} = [\Delta H_f^\circ(\text{FeO}) + \Delta H_f^\circ(\text{H}_2\text{SO}_4)] - [\Delta H_f^\circ(\text{FeSO}_4) + \Delta H_f^\circ(\text{H}_2\text{O})]$$

$$\Delta H_f^\circ_{298} = [-266,27 + 2 \times (-909,307)] - [-998,3 + (-285,83)] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ_{298} = -108,59 \text{ kJ/mol (exotherm reaction)}$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = [\Delta G_f^\circ(\text{FeO}) + \Delta G_f^\circ(\text{H}_2\text{SO}_4)] - [\Delta G_f^\circ(\text{FeSO}_4) + \Delta G_f^\circ(\text{H}_2\text{O})]$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = [-245,12 + (-744,5)] + [-823,43 + (-237,129)] \text{ J/mol}$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = -70,939 \text{ J/mol (spontant reaction)}$$

Untuk nilai konstanta kesetimbangan reaksi dikalkulasi menggunakan rumus:

$$\Delta G_f^\circ = -RT \ln K_{298}$$

$$K_{298} = \exp \frac{\Delta G_f^\circ}{RT}$$

$$K_{298} = \exp \frac{(-70,939) \text{ J/mol}}{(0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}} \times 298 \text{ K})}$$

$$K_{298} = 2,722 \times 10^{12}$$

Reaksi (2) ini dijalankan dalam suhu 100°C ($\approx 373^\circ\text{K}$) sehingga nilai konstanta kesetimbangan reaksi dihitung ulang melalui persamaan *Van't Hoff* dimana:

$$\ln \frac{(K_{298})}{(K_{298})} = \left(-\frac{(\Delta H_f^\circ_{298})}{R} \right) \left(\frac{1}{T_{\text{Operation}}} - \frac{1}{T_{\text{Standar}}} \right)$$

$$\ln \frac{(K_{298})}{(K_{298})} = \left(-\frac{-108,59 \text{ kJ/mol}}{0,008314} \right) \left(\frac{1}{373^\circ\text{K}} - \frac{1}{298^\circ\text{K}} \right)$$

$$\ln \frac{(K_{298})}{(K_{298})} = -8,812841928$$

$$\left(\frac{K_{358}}{K_{298}} \right) = \exp^{-8,812841928}$$

$$K_{358} = 4,05 \times 10^8$$

Jika nilai konstanta kesetimbangan reaksi > 1 , maka reaksi (2) ini bersifat *irreversible* (searah) ke arah produk.

- Reaksi 3 (*Reactor 2*)

Reaksi *scale mill* dengan asam sulfat pada kondisi 1 atm dan suhu 25°C (298°K), maka diperhitungkan terlebih dahulu perubahan entalpi pembentukan standar (ΔH_f°):

$$\Delta H_f^\circ_{298} = \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_f^\circ_{298} = [\Delta H_f^\circ(\text{Fe}_2\text{O}_3) + \Delta H_f^\circ(3\text{H}_2\text{SO}_4)] - [\Delta H_f^\circ(\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 + \Delta H_f^\circ(3\text{H}_2\text{O})]$$

$$\Delta H_f^\circ_{298} = [-824,2 + 3 \times (-909,27)] - [-2825 + (3 \times (-285,83))] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ_{298} = -130,48 \text{ kJ/mol (exotherm reaction)}$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = [\Delta G_f^\circ(\text{Fe}_2\text{O}_3) + \Delta G_f^\circ(3\text{H}_2\text{SO}_4)] - [\Delta G_f^\circ(\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 + \Delta G_f^\circ(3\text{H}_2\text{O})]$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = [-742,2 + 3 \times (-744,5)] - [-2242,8 + 3 \times (-237,129)] \text{ J/mol}$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = 21,513 \text{ J/mol (unspontant reaction)}$$

Untuk nilai konstanta kesetimbangan reaksi dikalkulasi menggunakan rumus:

$$\Delta G_f^\circ = -RT \ln K_{298}$$

$$K_{298} = \exp \frac{\Delta G_f^\circ}{RT}$$

$$K_{298} = \exp \frac{(21,513) \text{ J/mol}}{(0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \times 298 \text{ K})}$$

$$K_{298} = 1,69 \times 10^{-4}$$

Reaksi (3) ini dijalankan dalam suhu 100°C ($\approx 373^\circ\text{K}$) sehingga nilai konstanta kesetimbangan reaksi dihitung ulang melalui persamaan *Van't Hoff* dimana:

$$\ln \frac{(K_{298})}{(K_{298})} = \left(-\frac{(\Delta H_f^\circ_{298})}{R} \right) \left(\frac{1}{T_{\text{Operation}}} - \frac{1}{T_{\text{Standar}}} \right)$$

$$\ln \frac{(K_{298})}{(K_{298})} = \left(-\frac{-130,48 \text{ kJ/mol}}{0,008314} \right) \left(\frac{1}{373^\circ\text{K}} - \frac{1}{298^\circ\text{K}} \right)$$

$$\ln \frac{(K_{298})}{(K_{298})} = -10,58936932$$

$$\left(\frac{K_{358}}{K_{298}} \right) = \exp^{-10,58936932}$$

$$K_{358} = 4,27 \times 10^{-9}$$

Jika nilai konstanta kesetimbangan reaksi < 1 , maka reaksi (3) ini bersifat *reversible* (bolak-balik) ke arah produk.

- Reaksi 4 (*Reactor 2*)

Reaksi *scale mill* dengan asam sulfat pada kondisi 1 atm dan suhu 25°C (298°K), maka diperhitungkan terlebih dahulu perubahan entalpi pembentukan standar (ΔH_f°):

$$\Delta H_f^\circ_{298} = \Delta H_f^\circ_{\text{produk}} - \Delta H_f^\circ_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_f^\circ_{298} = [\Delta H_f^\circ(\text{Fe}_3\text{O}_4) + \Delta H_f^\circ(4\text{H}_2\text{SO}_4)] - [\Delta H_f^\circ(\text{Fe}(\text{SO}_4)) + \Delta H_f^\circ(\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 + \Delta H_f^\circ(4\text{H}_2\text{O})]$$

$$\Delta H_f^\circ_{298} = [-1118,4 + 4 \times (-909,27)] - [-998,3 + (-2825) + (4 \times (-285,83))] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ_{298} = -211,14 \text{ kJ/mol (exotherm reaction)}$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = \Delta G_f^\circ_{\text{produk}} - \Delta G_f^\circ_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = [\Delta G_f^\circ(\text{Fe}_3\text{O}_4) + \Delta G_f^\circ(4\text{H}_2\text{SO}_4)] - [\Delta G_f^\circ(\text{Fe}(\text{SO}_4)) + \Delta G_f^\circ(\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 + \Delta G_f^\circ(4\text{H}_2\text{O})]$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = [-1015,4 + 4 \times (-744,5)] - [-823,43 + (-2242,8) + (4 \times (-237,8129))] \text{ J/mol}$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = -21,346 \text{ J/mol (spontant reaction)}$$

Untuk nilai konstanta kesetimbangan reaksi dikalkulasi menggunakan rumus:

$$\Delta G_f^\circ = -RT \ln K_{298}$$

$$K_{298} = \exp \frac{\Delta G_f^\circ}{RT}$$

$$K_{298} = \exp \frac{(-21,346) \text{ J/mol}}{(0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}} \times 298 \text{ K})}$$

$$K_{298} = 5,52 \times 10^3$$

Reaksi (4) ini dijalankan dalam suhu 100°C ($\approx 373^\circ\text{K}$) sehingga nilai konstanta kesetimbangan reaksi dihitung ulang melalui persamaan *Van't Hoff* dimana:

$$\ln \frac{(K_{298})}{(K_{298})} = \left(-\frac{(\Delta H_f^\circ_{298})}{R} \right) \left(\frac{1}{T_{\text{Operation}}} - \frac{1}{T_{\text{Standar}}} \right)$$

$$\ln \frac{(K_{298})}{(K_{298})} = \left(-\frac{-211,14 \text{ kJ/mol}}{0,008314} \right) \left(\frac{1}{373^\circ\text{K}} - \frac{1}{298^\circ\text{K}} \right)$$

$$\ln \frac{(K_{298})}{(K_{298})} = -17,13549539$$

$$\left(\frac{K_{358}}{K_{298}} \right) = \exp^{-17,13549539}$$

$$K_{358} = 1,99 \times 10^{-4}$$

Jika nilai konstanta kesetimbangan reaksi < 1 , maka reaksi (4) ini bersifat *reversible* (bolak-balik) ke arah produk.

Sebagai hasil dari simulasi termodinamika yang dilakukan menggunakan MATLAB, Reaksi 4 (magnetit) bersifat spontan pada kondisi standar (298 K) dengan γ negatif dan konstanta kesetimbangan $K > 1$. Sebaliknya, Reaksi 3 (hematit) menunjukkan $K < 1$ dan G° positif, yang menunjukkan batasan termodinamika yang kuat. Namun, kedua reaksi menunjukkan nilai $K_2 = 1$ ketika suhu operasi reaktor diubah menjadi 358 K dengan persamaan Van't Hoff. Pada sistem tertutup, kesetimbangan bergeser ke arah reaktan karena kombinasi pengaruh entalpi eksotermik moderat dan entropi reaksi (hematit memiliki S positif dan magnetit memiliki S negatif besar).

- Reaksi 5 (*Reactor 3*)

Reaksi *iron (III) sulfate* dengan Fe^0 pada kondisi 1 atm dan suhu 25°C (298°K), maka diperhitungkan terlebih dahulu perubahan entalpi pembentukan standar (ΔH_f°):

$$\Delta H_f^\circ_{298} = \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_f^\circ_{298} = [\Delta H_f^\circ(Fe_3(SO_4)_3 + \Delta H_f^\circ(Fe^0)] - [\Delta H_f^\circ(3Fe(SO_4))]$$

$$\Delta H_f^\circ_{298} = [-2825 + 0] - [(3 \times (-998,3))] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ_{298} = -169,9 \text{ kJ/mol (exotherm reaction)}$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = [\Delta G_f^\circ(Fe_3(SO_4)_3 + \Delta G_f^\circ(Fe^0)] - [\Delta G_f^\circ(3Fe(SO_4))]$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = [-2242,8 + 0] - [(3 \times (-823,43))] \text{ J/mol}$$

$$\Delta G_f^\circ_{298} = -227,49 \text{ J/mol (spontant reaction)}$$

Untuk nilai konstanta kesetimbangan reaksi dikalkulasi menggunakan rumus:

$$\Delta G_f^\circ = -RT \ln K_{298}$$

$$K_{298} = \exp \frac{\Delta G_f^\circ}{RT}$$

$$K_{298} = \exp \frac{(-227,49) \text{ J/mol}}{(0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}} \times 298 \text{ K})}$$

$$K_{298} = 7,53 \times 10^{39}$$

Reaksi (5) ini dijalankan dalam suhu 100°C ($\approx 373^\circ\text{K}$) sehingga nilai konstanta kesetimbangan reaksi dihitung ulang melalui persamaan *Van't Hoff* dimana:

$$\ln \frac{(K_{298})}{(K_{298})} = \left(-\frac{(\Delta H_{f298})}{R} \right) \left(\frac{1}{T_{Operation}} - \frac{1}{T_{Standar}} \right)$$

$$\ln \frac{(K_{298})}{(K_{298})} = \left(-\frac{-169,9 \text{ kJ/mol}}{0,008314} \right) \left(\frac{1}{373^\circ\text{K}} - \frac{1}{298^\circ\text{K}} \right)$$

$$\ln \frac{(K_{298})}{(K_{298})} = -13,78857946$$

$$\left(\frac{K_{358}}{K_{298}} \right) = \exp^{-13,78857946}$$

$$K_{358} = 7,74 \times 10^{33}$$

Jika nilai konstanta kesetimbangan reaksi > 1 , maka reaksi (5) ini bersifat *irreversible* (searah) ke arah produk..

2.2.5 Tinjauan Kinetika

Peninjauan kinetika reaksi proses produksi Ferrous sulfate heptahydrate ($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$) dari *Waste Pickling Liquor* (WPL), *Scrap Iron*, *Scale Mill* dengan pertimbangan kenaikan suhu dari 10 reaksi yang terbentuk dengan berbagai jenis reaksi terjadi (redoks, elektrokimia, asam – basa dan reaksi kompleks) mengindikasikan semakin besar produk terbentuk. Maka digunakan persamaan *Arrhenius*, dengan persamaan :

$$k = A \cdot e^{Ea/RT} \quad (2.1)$$

$$\ln k = \ln A - Ea/RT \quad (2.2)$$

Dimana:

k = konstanta laju reaksi

A = faktor frekuensi tumbukan

Ea = energi aktivasi (J/mol)

R = konstanta gas (J/(mol·K))

T = suhu ($^\circ\text{K}$)

Dari persaman diatas, harga A, Ea, dan konstanta R dipengaruhi oleh suhu sehingga terdapat prinsip dasar pada proses ini yakni semakin naik temperature maka laju reaksi akan semakin besar.

- Reaktor 1 (WPL)

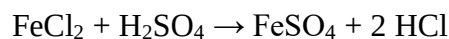
Reaksi FeCl_2 terhadap H_2SO_4 membentuk FeSO_4 sebagai produk utama dan HCl sebagai produk samping, Sulisty et al. (2009) menyatakan konstanta laju reaksi penggantian ganda sebagai berikut:

$$k^{\text{FeCl}_2} = 2182 \cdot e^{\frac{-17613}{RT}}$$

Jika, $R = 8,314 \text{ J}/(\text{mol} \cdot ^\circ\text{K})$ dan $T = 85^\circ\text{C}$, maka nilai konstanta laju reaksi (k) sebagai berikut:

Reaksi 1 Model Reversible Pseudo-Homogen

Reaksi 1 dimodelkan sebagai reaksi kinetika pseudo-homogen reversibel. Karena konsentrasi H_2SO_4 dan FeCl_2 berada pada tingkat yang sama (masing-masing bernilai 4), sedangkan H_2SO_4 berada dalam kondisi berlebih (*excess*), maka konstanta laju semu (k'') diturunkan dari konstanta laju dasar (k) yang dihitung melalui persamaan Arrhenius pada $T = 363 \text{ K}$.



$$R = 8,314 \text{ J}/(\text{mol} \cdot \text{K}) \quad T = 363 \text{ K}$$

$$E_a = 40.480 \text{ J/mol} \quad A = 100 \text{ L}/(\text{mol} \cdot \text{s})$$

$$k = A \cdot e^{-E_a/RT}$$

$$k = 100 \cdot e^{-40.480/(8,314 \times 363)}$$

$$k = 1,4957 \times 10^{-4} \text{ L}/(\text{mol} \cdot \text{s})$$

Konsentrasi $\text{H}_2\text{SO}_4 = \text{Konsentrasi FeCl}_2 = 4 \rightarrow \text{H}_2\text{SO}_4$ berada dalam kondisi berlebih (*excess*) terhadap FeCl_2 , sehingga konstanta laju semu (k'') diturunkan dari k :

$$k'' = 5,9827 \times 10^{-4} \text{ L}/(\text{mol} \cdot \text{s})$$

- Reaktor 2 (*Scale Mill*)

Scale Mill memiliki karakteristik besi oksida berlapis dengan dominan 67% (*hematite* dan *magnetite*). Meskipun kondisi ukuran padatan sudah termasuk kecil yakni sekitar 10 mesh, masih tetap terkendala pada mekanistik dan realistik proses sebab besi oksida berlapis dapat menjadi inhibitori kinetik dan difusitas proses reaksi tersebut. Hasil *running* matlab menyatakan Fe^0 dan FeO akan menjadi dominan habis bereaksi pada awal proses, kemudian *magnetic* (Fe_3O_4), dan terakhir reaksi lambat dengan *hematite* (Fe_2O_3).

○ *Wuistate* (FeO)

Reaksi *wuistate* dipengaruhi mekanisme *proton-promoted surface dissolution*, maka perlu ada *running* menggunakan matlab (lihat pada lampiran A.2.2) data sekunder Jang & Brantley (2009). Nilai parameter tersebut disajikan pada Tabel 2.12.

Tabel 2.12 Nilai parameter kinetika hasil running Matlab untuk pelarutan FeO

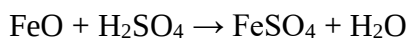
Nilai Parameter Valid (Running Matlab)		
Ea (Energi Aktivasi)	45	kJ/mol
log k_{reff}	0.0000112	m/s
n (orde terhadap H^+)	0.64	mol/(m ³ ·s-1)
ρ_s (densitas <i>metallic</i>)	62500	mol/m ³
b (molar stokiometri ionik)	2.00	
Rp (Radios ukuran partikel)	0.000075	m
R (konstanta gas ideal)	8.314	J/(mol·K)
T _{opera}	100	°C

$k_{FeO}(T) = k_{FeO} \cdot \exp \left[-\frac{Ea}{R} \cdot \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{reff}} \right) \right] \rightarrow$ Arrhenius dua suhu untuk koreksi k_{FeO} dari suhu STP ke 100°C sehingga, $k_{FeO}(100^\circ\text{C}) = 4,33 \times 10^{-4} \text{ mol/m}^2/\text{s}$. Maka, laju fluks pelarutan FeO ialah $r_{FeO} = k_s^{FeO}(T) \cdot C_{H^+}^n$.

Reaksi 2 Shrinking Core Model (Surface Controlled)

Model Kinetika

Reaksi pelindian FeO dimodelkan menggunakan *Shrinking Core Model* (SCM) dengan reaksi permukaan (surface reaction) sebagai pengendali laju. Model ini merupakan model klasik dalam reaksi heterogen padat–cair yang mengasumsikan partikel padatan berbentuk bola, dengan reaksi berlangsung dari permukaan luar menuju inti padatan. Perhitungan dilakukan dengan bantuan simulasi MATLAB untuk memperoleh parameter laju reaksi dari persamaan dX/dt hasil substitusi model SCM.



$Ea = 38,2 \text{ kJ/mol}$ n (orde thd H^+) = 1

$$D \text{ (diameter partikel)} = 7,4 \times 10^{-5} \text{ m (setara 200 mesh)} \quad A = 19,58 \text{ L}/(\text{mol} \cdot \text{s})$$

$$k = A \cdot e^{-E_a/RT}$$

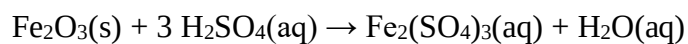
$$k = 19,58 \cdot e^{-38.200/(8,314 \times 373)}$$

$$k (100^\circ\text{C}) = 8,7523 \times 10^{-5}$$

Nilai E_a berada dalam rentang 20–60 kJ/mol yang umum dilaporkan untuk mekanisme *chemical reaction control* pada pelindian mineral oksida. Pada konsentrasi H^+ tinggi ($\geq 1 \text{ M}$), orde reaksi efektif ≈ 1 .

Reaksi 3 Model Kabai (Hematit, Mixed Controlled)

Reaksi Kimia



Pelindian hematit dimodelkan menggunakan model Kabai (Janos Kabai, 1973) — model kinetika empiris-semiempiris berbasis fungsi eksponensial yang diturunkan dari pengembangan teori transformasi padatan yang mirip persamaan Johnson–Mehl–Avrami–Kolmogorov (JMAK). Model ini lebih sesuai untuk hematit dibandingkan SCM karena struktur kristalnya yang stabil dan permukaannya yang tidak homogen menyebabkan perubahan mekanisme pengendali dari difusi menjadi kontrol permukaan. Perubahan tersebut dinyatakan melalui eksponen α : $\alpha = 1$ kurva identik *pseudo-first-order*; $\alpha < 1$ reaksi dikendalikan permukaan; $\alpha > 1$ reaksi dikendalikan difusi.

Hasil running MATLAB menunjukkan pelindian hematit berlangsung dalam dua tahap kinetika yang terpisah pada konversi:

$$\alpha = 0,6$$

Tahap I: permukaan hematit masih terbuka sehingga H^+ dapat langsung menyerang permukaan mineral.

$$\alpha_1 = 0,964 \text{ (mendekati } 1 \rightarrow \text{model mendekati } pseudo\text{-first-order)}$$

$$k_{35} = 3,9999 \times 10^{-7} \text{ s}^{-1}$$

Tahap II: setelah konversi mencapai sekitar 60%, terbentuk lapisan terdepleksi (*depleted layer*) sehingga difusi H^+ menuju inti hematit semakin sulit dan laju pelindian menurun.

$$\alpha_2 = 0,406$$

$$k_{35} = 1,4999 \times 10^{-7} \text{ s}^{-1}$$

Parameter Arrhenius efektif keseluruhan (untuk keperluan rekayasa desain reaktor, bukan E_a intrinsik mineral):

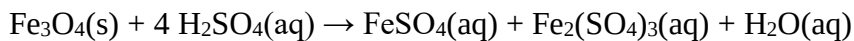
$$A = 630 \text{ s}^{-1} \quad E_a = 45,7 \text{ kJ/mol}$$

$$k = A \cdot e^{-E_a/RT}$$

$$k = 630 \cdot e^{-45.700/(8,314 \times 373)}$$

$$k (100^\circ\text{C}) = 2,5079 \times 10^{-4}$$

Reaksi 4 Magnetit (Fe_3O_4)



Magnetit merupakan senyawa campuran ($\text{FeO} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$), sehingga melindi lebih cepat dibandingkan hematit. Hasil optimasi model Kabai memberikan $\alpha = 1$, sehingga turunan model terhadap waktu identik dengan laju reaksi orde satu semu (*pseudo-first-order*). Berbeda dari SCM pada wüstit yang bergantung pada faktor geometri $(1 - X)^{(2/3)}$, model magnetit hanya bergantung pada fraksi magnetit yang belum larut.

$$\alpha = 1$$

$$A = 22.000 \text{ s}^{-1} \quad E_a = 54,37 \text{ kJ/mol}$$

$$k = A \cdot e^{-E_a/RT}$$

$$k (35^\circ\text{C}) = 22.000 \cdot e^{-54.370/(8,314 \times 308)} = 1,3223 \times 10^{-5} \text{ s}^{-1}$$

$$k (100^\circ\text{C}) = 22.000 \cdot e^{-54.370/(8,314 \times 373)} = 5,3483 \times 10^{-4} \text{ s}^{-1}$$

Nilai $E_a = 54,37 \text{ kJ/mol}$ berada pada rentang 40–80 kJ/mol yang umum dikaitkan dengan *surface reaction control* ($< 20 \text{ kJ/mol}$: *film diffusion*; 20–40 kJ/mol: *mixed control*; $> 80 \text{ kJ/mol}$: *strong chemical control*), yang berarti laju keseluruhan lebih ditentukan oleh kecepatan pemutusan ikatan Fe–O di permukaan mineral dibandingkan difusi ion dalam larutan.

Reaksi 5 Elektrokimia (Redoks Heterogen)



Fe^0 bertindak sebagai *reducing agent*, sedangkan Fe^{3+} bertindak sebagai *oxidizing agent*; ion sulfat hanya berperan sebagai *spectator ion*. Reaksi dikendalikan oleh perpindahan elektron pada antarmuka padat–cair. Reaksi kompetitif yang turut terjadi — korosi asam sulfat, oksidasi oleh oksigen terlarut,

dan oksidasi ulang Fe^{2+} — tetap kalah dominan karena potensial reduksi $\text{Fe}^{3+}/\text{Fe}^{2+}$ jauh lebih tinggi dari $2\text{H}^+/\text{H}_2$:

$$\text{Fe}^{3+}/\text{Fe}^{2+} = +0,771 \text{ V} \quad 2\text{H}^+/\text{H}_2 = 0 \text{ V}$$

Akibatnya, elektron dari Fe metal lebih banyak digunakan untuk mereduksi Fe^{3+} selama Fe^{3+} masih tersedia. Dominasi reaksi utama dijaga melalui: konsentrasi Fe^{3+} tinggi; *free acid* rendah; *semi-batch iron feeding*; agitasi memadai; kontrol ORP (dihentikan pada 400–450 mV); dan Fe berlebih terbatas (5–10% di atas kebutuhan stoikiometri).

Karena Fe metal diberikan berlebih, C_{Fe} dianggap konstan sehingga laju reaksi dikendalikan oleh transfer elektron pada permukaan:

$$A = 1,1162 \times 10^{-2} \text{ m/s} \quad E_a = 31,62 \text{ kJ/mol}$$

$$k_s = A \cdot e^{-E_a/RT}$$

$$k_s = 1,1162 \times 10^{-2} \cdot e^{-31.620/(8,314 \times 373)}$$

$$k_s (100^\circ\text{C}) = 4,1643 \times 10^{-7} \text{ m/s}$$

Luas permukaan aktif dihitung melalui luas permukaan spesifik (SSA) partikel bola, dengan $\rho_{\text{Fe}} = 7.870 \text{ kg/m}^3$, $dp = 58 \text{ }\mu\text{m}$, dan $\phi = 0,6$:

$$a_s = 62.068,97 \text{ m}^{-1}$$

Dengan faktor efektivitas keseluruhan $\eta = 0,0943$ (memperhitungkan oksida, pasivasi, kontak *slurry*, kekasaran, dan *boundary layer*), diperoleh konstanta laju teramati:

$$k_{\text{obs}} = k_s \cdot a_s \cdot \eta = 4,1643 \times 10^{-7} \times 62.068,97 \times 0,0943$$

$$k_{\text{obs}} = 2,4374 \times 10^{-3}$$

sehingga pada $C_{\text{Fe}^{3+}} = 1,2 \text{ mol/L}$, laju reaksi:

$$r = k_{\text{obs}} \cdot C_{\text{Fe}^{3+}} = 2,4374 \times 10^{-3} \times 1,2$$

$$r = 2,9249 \times 10^{-3} \text{ mol/(L}\cdot\text{s)}$$

Neraca massa reaktor batch dinyatakan langsung melalui laju r , sedangkan untuk CSTR:

$$F_{C,\text{in}} - F_{C,\text{out}} - r \cdot V = 0$$

Parameter β_{Fe} yang digunakan merupakan parameter gabungan dari empat kelompok pengaruh: temperatur operasi, karakteristik partikel Fe, kondisi permukaan partikel, dan konsentrasi Fe bukan parameter fisik fundamental tunggal

seperti difusivitas (D), konstanta laju intrinsik (k_s), atau luas permukaan spesifik (SSA) secara tersendiri.

2.3 Langkah Proses

Secara garis besar proses pembuatan *ferrous sulfate heptahydrate* dari bahan baku *waste pickling liquor*, *scrap iron* dan asam sulfat dibagi menjadi 4 tahap:

1. Tahap penyiapan bahan baku
2. Tahap *pre-treatment*
3. Tahap proses reaksi
4. Tahap Finishing Unit

2.3.1 Tahap Penyimpanan Bahan Baku

a. Menyiapkan Umpan *Waste Pickling Liquor* (WPL)

Waste Pickling Liquor (WPL) diangkut dari sumber limbah menggunakan truk dengan prosedur K3L ketat. Cairan ini, yang berada dalam fase cair, disimpan di tangki penyimpanan T-110 pada kondisi operasi 30°C dan 1 atm. Tangki dilengkapi dengan level meter untuk memantau volume dan mencegah kelebihan kapasitas. Dari tangki, WPL dialirkan menuju evaporator EV-130 menggunakan pompa P-111 yang terintegrasi dengan flow meter (PIC). Tujuan tahap ini adalah memekatkan larutan WPL pada suhu operasi 110 °C sehingga konsentrasi meningkat sesuai kebutuhan proses berikutnya.

b. Menyiapkan Umpan *Scrap Iron*

Asam sulfat (H_2SO_4) dengan konsentrasi 98% disimpan dalam tangki T-120 pada kondisi 30 °C dan 1 atm. Tangki ini dilengkapi level meter untuk memastikan volume cairan tetap terkontrol. Dari tangki, distribusi aliran asam dilakukan melalui three-way valve. Jalur atas dibuka sebesar 51,51% sesuai kebutuhan stoikiometri reaksi, kemudian dipompa oleh pompa P-121 yang dilengkapi flow meter (PIC) menuju reaktor R-210 sebagai jalur utama. Sementara itu, jalur bawah dibuka sebesar 48,49% dan dialirkan menggunakan pompa P-122 menuju tangki mixer M-150 untuk proses pengenceran..

c. Menyiapkan Umpan *Scale mill*

Scale mill berbentuk serbuk disimpan dalam hopper H-140 pada kondisi 30 °C dan tekanan 1 atm. Hopper ini berfungsi sebagai tempat penyimpanan sementara sebelum material dialirkan ke tahap berikutnya. Dari hopper, serbuk *scale mill* diangkut menggunakan screw conveyor SC-143. Laju alir material dikendalikan dengan load cell yang berfungsi sebagai sensor berat jenis sekaligus pengatur kecepatan aliran. Material kemudian diarahkan menuju reaktor R-220 untuk menjalani proses ekstraksi mineral..

d. Menyiapkan Umpan Scrap iron

Scrap iron berbentuk serbuk disimpan dalam hopper H-240 pada kondisi 30 °C dan tekanan 1 atm. Hopper ini berfungsi sebagai tempat penyimpanan sementara sebelum material dialirkan ke tahap berikutnya. Dari hopper, scrap iron diangkut menggunakan belt conveyor SC-243. Laju massa material dikendalikan dengan load cell sensor yang berfungsi mengukur sekaligus mengatur aliran serbuk secara presisi. Selanjutnya, material diarahkan menuju reaktor R-230 untuk menjalani proses reduksi besi oksida.

2.3.2 Tahap *Pre-treatment*

a. Evaporator (EV-130)

Umpan WPL dari pompa (P-131) dialirkan ke evaporator (EV-130) melalui pipa internal dengan sistem sirkulasi paksa menggunakan pompa resirkulasi yang sama. Aliran cairan kemudian melewati penukar panas (E-132) sebelum didorong ke ruang flash. Cairan sisa disirkulasikan kembali, sementara sebagian kecil dialirkan melalui ruang bawah flash menggunakan pompa P-133 menuju tahap berikutnya, yaitu reaktor R-210. Evaporator tipe Forced Circulation (FC) berfungsi untuk memekatkan WPL dengan cara menguapkan kandungan air (H₂O) dan asam klorida (HCl). Kondisi operasi dijaga pada suhu 110 °C dan tekanan 1 atm. Uap hasil pemisahan dialirkan ke Unit Pengolahan Limbah (UPL).

b. *Mixer Acid Dillution* (M-150)

Asam sulfat dari jalur bawah *three-way valve* dipompa oleh (P-122) menuju mixer (M-150). Di dalam mixer, asam sulfat 98% diencerkan dengan air proses hingga mencapai konsentrasi 40%. Karena pengenceran bersifat eksotermis, sistem dilengkapi pendingin untuk menjaga suhu sekitar 50°C. Laju umpan asam diatur

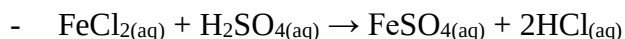
agar tidak menimbulkan kenaikan suhu signifikan saat masuk ke reaktor. Larutan hasil pengenceran kemudian dialirkan keluar dari bagian bawah mixer menuju reaktor (R-220).

2.3.3 Tahap Proses Reaksi

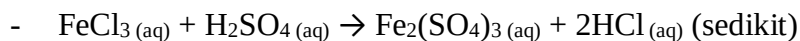
a. Reaktor 1 (R-210)

Waste Pickling Liquor (WPL) pekat dari evaporator (EV-130), asam sulfat dari *splitter*, serta aliran *mother liquor recycle* dari tangki (MLBT-320) digabung melalui three-way valve sebelum masuk ke reaktor (R-210). Reaktor ini beroperasi dengan sistem *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR) pada suhu 85 °C dan tekanan 1 atm, dengan konversi reaksi sekitar 95% menghasilkan FeSO₄. Panas reaksi relatif kecil sehingga diperlukan jaket pemanas berbasis steam untuk menjaga suhu operasi, dengan waktu tinggal reaksi sekitar 4 jam.

Reaksi utama yang berlangsung adalah:



Reaksi sampingan



Setelah reaksi, larutan dialirkan ke *buffer tank* (BT-211) untuk penampungan sementara, stabilisasi aliran, dan penyediaan umpan seragam bagi tahap berikutnya. Sementara itu, hasil gas berupa HCl dipisahkan dan dialirkan menuju Unit Pengolahan Limbah (UPL).

b. Reaktor 2 (R-220)

Larutan FeSO₄ dari *buffer tank* (BT-211) pada suhu 85 °C dan tekanan 1 atm dipadukan dengan umpan padat berupa scale mill dari *hopper* (H-140) yang dialirkan menggunakan *screw conveyor* (SC-143). Debu yang timbul selama penanganan scale mill ditangkap oleh dust collector DC-141 untuk mengurangi emisi ke lingkungan. Reaktor R-220 beroperasi sebagai *semibatch stirred tank reactor* dengan kondisi 110 °C dan 1 atm, menghasilkan konversi sekitar 96% menjadi FeSO₄ dalam waktu 1–2 jam.

Reaksi yang berlangsung bersifat eksotermis, namun panas yang dihasilkan tidak cukup untuk mempertahankan suhu operasi sehingga tetap diperlukan jaket pemanas. Reaksi utama melibatkan pelarutan oksida besi oleh H_2SO_4 , antara lain:

- Reaksi utama

- $\text{FeO}_{(s)} + \text{H}_2\text{SO}_{4(aq)} \rightarrow \text{FeSO}_{4(aq)} + \text{H}_2\text{O}_{(aq)}$
- $\text{Fe}_3\text{O}_{4(s)} + 4\text{H}_2\text{SO}_{4(aq)} \rightarrow \text{FeSO}_{4(aq)} + \text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3(aq) + 4\text{H}_2\text{O}_{(aq)}$
- $\text{Fe}_2\text{O}_{3(s)} + 3\text{H}_2\text{SO}_{4(aq)} \rightarrow \text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3(aq) + 3\text{H}_2\text{O}_{(aq)}$
- $\text{FeCl}_{2(aq)} + \text{H}_2\text{SO}_{4(aq)} \rightarrow \text{FeSO}_{4(aq)} + 2\text{HCl}_{(aq)}$ (Reaksi lanjutan yang terjadi dengan konversi 97%)

- Reaksi sampingan

- $2\text{FeCl}_{3(aq)} + 3\text{H}_2\text{SO}_{4(aq)} \rightarrow \text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3(aq) + 3\text{H}_2\text{O}_{(aq)}$

Setelah reaksi selesai, larutan hasil proses dialirkan ke *pressure leaf filter* (PLF-222) untuk pemisahan padatan. Produk gas berupa HCl dialirkan menuju Unit Pengolahan Limbah (UPL).

c. Leaf Filter Proses (PLF-222)

Larutan FeSO_4 dari reaktor (R-220) yang masih mengandung fraksi padat dialirkan ke unit (PLF-222) pada kondisi 110 °C dan 1 atm. Di dalam filter, cairan hasil reaksi melewati lembaran filter sehingga padatan sisa reaktan dan kotoran limbah besi tertahan dan membentuk *filter cake*. Filtrat yang keluar dari unit kemudian dialirkan menuju reaktor (R-230) untuk tahap berikutnya, sedangkan *filter cake* dibuang ke Unit Pengolahan Limbah (UPL).

d. Reaktor 3 (R-230)

Filtrat dari unit (PLF-222) pada kondisi 110 °C dan 1 atm dipadukan dengan umpan padat scrap iron dari hopper (H-240) (30 °C, 1 atm) yang dialirkan menggunakan belt conveyor (SC-243). Debu yang timbul selama penanganan scrap iron ditangkap oleh dust collector DC-241 untuk mengurangi emisi ke lingkungan. Reaktor R-230 beroperasi sebagai *semibatch stirred tank reactor* dengan kondisi 75 °C dan 1 atm, menghasilkan konversi 100% menjadi FeSO_4 dalam waktu 1–2 jam.

Reaksi yang berlangsung bersifat eksotermis sehingga suhu cenderung meningkat; panas berlebih diserap oleh jaket pendingin untuk menjaga kestabilan operasi. Reaksi utama yang terjadi adalah:

- $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 + \text{Fe}^0 \rightarrow 3\text{FeSO}_4$ (*Iron Oxide Reduction*)
- $\text{Fe}^0 + \text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow \text{FeSO}_4 + \text{H}_2$

Parameter kritis disini ialah untuk mengontrol energi potensial elektrokimia (EV) dan menjaga pH tetap dibawah 1-2. Setelah reaksi selesai, larutan hasil proses dialirkan ke polish filter (PF-232) untuk pemurnian lebih lanjut, sedangkan gas hasil samping berupa H_2 dialirkan menuju Unit Pengolahan Limbah (UPL).

e. Polish Filter (PF-232)

Larutan FeSO_4 pekat dari reaktor (R-230) dialirkan ke *polish filter* (PF-232) pada kondisi 75 °C dan 1 atm. Di dalam filter, cairan melewati media penyaring sehingga padatan sisa tertahan dan membentuk endapan. Filtrat yang lolos kemudian dialirkan ke *intermediate tank* (IT-233) yang dilengkapi pada kondisi 60 °C dan 1 atm. Tangki ini berfungsi menampung sementara larutan jernih, menstabilkan aliran, dan menyediakan umpan seragam sebelum tahap kristalisasi.

2.3.4 Conversion Unit

a. Mother Liquor Buffer Tank (MLBT-320)

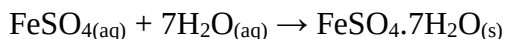
Kristal $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ disimpan pada suhu dan tekanan ruang di hopper H-322, kemudian dialirkan dengan screw conveyor ke tangki berpengaduk. Air segar dari utilitas ditambahkan sebagai pengencer. Proses pelarutan bersifat eksotermis sehingga suhu dijaga tetap pada kondisi ruang ($\pm 25^\circ\text{C}$). Unit MLBT-320 menghasilkan larutan FeSO_4 jenuh yang berfungsi meningkatkan fraksi cairan sebagai umpan untuk proses kristalisasi di CR-310.

b. Crystallizer (CR-310)

Filtrat dari *intermediate tank* (IT-233) pada kondisi 75 °C dan 1 atm dipompa oleh (P-234) menuju *crystallizer* (CR-310). Di dalam unit ini terjadi proses kristalisasi $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ dari larutan FeSO_4 . Tekanan diturunkan melalui *multi-stage ejector* hingga kondisi vakum sekitar 0,005 bar sehingga larutan mengalami penguapan cepat. Penguapan air menyerap panas laten yang menurunkan suhu

larutan dari 75 °C menjadi ± 20 °C. Penurunan suhu dan berkurangnya air menyebabkan larutan menjadi lewat jenuh sehingga sebagian FeSO_4 membentuk kristal.

Reaksi pembentukan kristal secara eksotermis:



Sisa FeSO_4 tetap terlarut dalam mother liquor. Slurry hasil kristalisasi (campuran kristal dan mother liquor) dikeluarkan dari bagian bawah (CR-310). Untuk menjaga kestabilan aliran, larutan FeSO_4 jenuh dari MLBT-320 dipompa oleh (P-323) sebagai tambahan fraksi cairan. Slurry kemudian diteruskan menuju *pusher centrifuge* (PC-330) untuk pemisahan kristal $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ dari mother liquor.

2.3.5 Finishing Unit

a. Centrifuge (PC-330)

Slurry dari crystallizer (CR 310) yang mengandung kristal $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ dan mother liquor dialirkan ke centrifuge (PC 330). Sebelum masuk, slurry dikondisikan dengan larutan FeSO_4 jenuh dari (MLBT 320) melalui three way valve untuk menjaga kelancaran aliran, mencegah penyumbatan, dan mempertahankan konsentrasi padatan sesuai kebutuhan. Slurry kemudian dipompakan oleh (P 315) menuju distributor umpan (PC 330), yang menyebarkan aliran secara merata ke permukaan basket tahap pertama.

Dengan putaran berkecepatan tinggi, mother liquor menembus screen akibat gaya sentrifugal, sementara kristal tertahan dan membentuk lapisan cake. Cairan yang lolos dikumpulkan di casing centrifuge dan dikeluarkan, sedangkan kristal terdorong secara bertahap oleh mekanisme pusher menuju basket tahap kedua. Pada tahap ini, cake dicuci menggunakan air sekitar 5% dari massa kristal, dengan kondisi 25–30 °C dan 1 atm. Pencucian berfungsi mengurangi kandungan asam bebas dan pengotor, meskipun sebagian kristal $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ ikut larut.

Filtrat hasil pencucian, yang terdiri dari mother liquor, air pencuci, FeSO_4 terlarut, dan kristal halus, dialirkan kembali ke (MLBT 320). Sementara itu,

wet cake diteruskan ke vacuum rotary dryer (VRD 340) untuk menguapkan air bebas yang masih tertinggal.

b. *Mother Liquor Buffer Tank* (MLBT-320)

MLBT-320 memiliki dua skema operasi. Pada skema start-up, kristal $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ dilarutkan dengan air segar hingga terbentuk larutan FeSO_4 jenuh sebagai umpan awal. Pada skema operasi normal, *mother liquor* dengan volume besar dari *centrifuge* (PC-330) dikembalikan ke MLBT-320. Di dalam tangki, dilakukan pemisahan fraksi larutan FeSO_4 jenuh sebagai penyesuaian (*adjust*) untuk output *crystallizer* (CR-310), sementara *mother liquor* murni dipisahkan melalui mekanisme *passive overflow gravity*.

Pada level 60–70% volume tangki, pompa menyedot aliran untuk didaur ulang ke *splitter*. Dari aliran ini, sekitar 5% dibuang ke UPL, sedangkan sisanya dikembalikan ke reaktor R-210 untuk meningkatkan efisiensi proses.

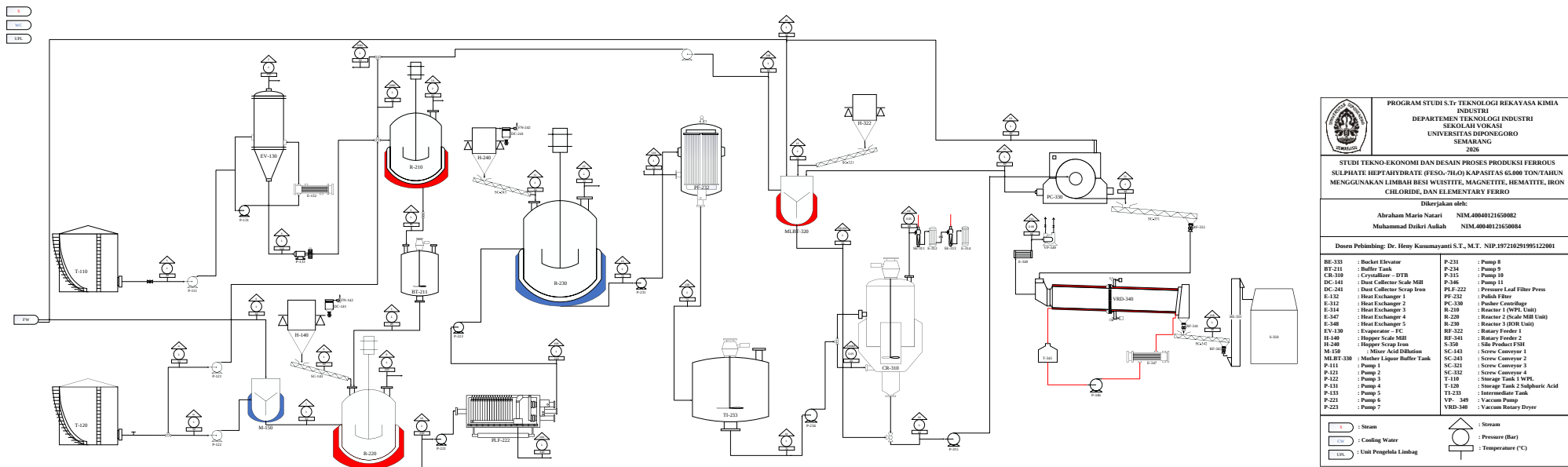
c. Rotary Dryer (VRD-340)

Wet cake dari *centrifuge* (PC-330) dialirkan ke *vacuum rotary dryer* (VRD-340) menggunakan *screw conveyor* (SC-331) dengan *rotary feed* (RF-322) untuk menjaga kondisi vakum. Di dalam *dryer*, material dikontakkan dengan permukaan pemanas dinding sambil diputar perlahan agar panas merata dan padatan tidak menggumpal. Unit beroperasi pada suhu 40 °C dan tekanan $\pm 0,08$ bar dengan bantuan pompa vakum, sehingga air dapat menguap pada suhu rendah tanpa menghilangkan air hidrasi kristal $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ atau menyebabkan dekomposisi ke bentuk hidrat lebih rendah. Pemanasan dilakukan secara tidak langsung (*indirect heating*).

Uap air hasil pengeringan dialirkan ke Unit Pengolahan Limbah (UPL), sedangkan produk kering diteruskan menggunakan *screw conveyor* (SC-342) dan *bucket elevator* (BE-333) menuju silo produk (S-350) untuk penyimpanan sebelum tahap pengemasan.

2.4 Diagram Alir Proses (Flowsheet)

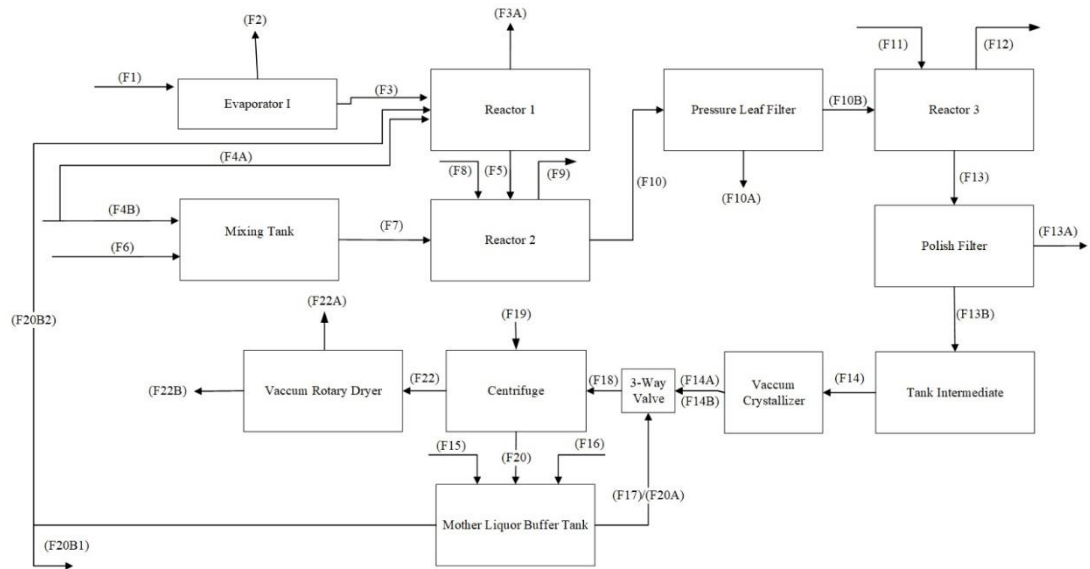
PROCESS FLOW DIAGRAM (PFD)
PRODUKSI FERROUS SULPHATE HEPTAHYDRATE (FESO₄·7H₂O) KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN MENGGUNAKAN LIMBAH BESI WUISTITE, MAGNETITE, HEMATITE, IRON CHLORIDE, DAN ELEMENTARY FERRO



2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas

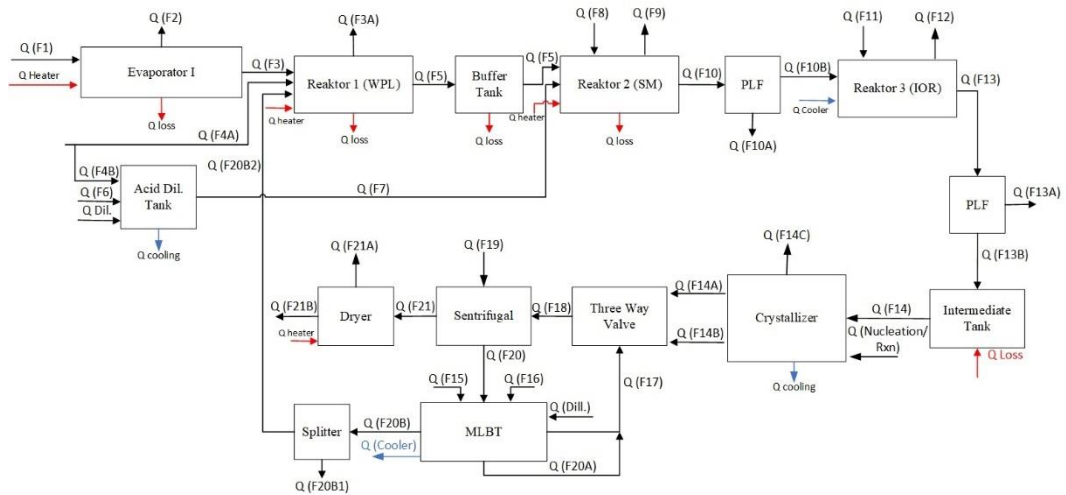
2.5.1 Diagram Alir

2.5.1.1 Neraca Massa



Gambar 2.2 Diagram Alir Neraca Massa

2.5.1.2 Neraca Panas



Gambar 2.3 Diagram Alir Neraca Panas

2.5.2 Neraca Massa

1. Evaporator

Tabel 2.13 Neraca Massa Evaporator

Komponen	BM	Input	Output	
		(F1)	(F2)	(F3)
H ₂ O	18,0154	8723,87	4361,93	4361,93
FeCl ₂	126,753	1909,06	0,00	1909,06
HCL	36,461	1264,68	1011,74	252,94
FeCl ₃	162,206	146,94	0,00	146,94
Sub-Total		12044,55	5373,68	6670,88
Total		12044,55	12044,55	

2. Sulphuric Acid Storage & Acid Dilution Tank (F4)

- (F4A) for Reactor 1

Tabel 2.14 Neraca Massa Acid Dilution Tank (F4A)

Komponen	BM	Input	Output
		(F4A)	(F4A)
H ₂ O	18,0154	30,67	30,67
H ₂ SO ₄	98,0776	1502,83	1502,83
Total		1533,50	1533,50

- (F4B) for Reactor 2

Tabel 2.15 Neraca Massa Acid Dilution Tank (F4A)

Komponen	BM	Input		Output
		(F4B)	(F6)	(F7)
H ₂ O	18,0154	32,58	2362,09	2394,67
H ₂ SO ₄	98,0776	1596,45	0	1596,45
Sub-Total		1629,03	2362,09	3991,12
Total		3991,12		3991,12

3. Reaktor 1

Tabel 2.16 Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	BM	Input			Output	
		(F3)	(F4)	(F20B2)	(F3A)	F5
H ₂ O	18,0154	4361,93	30,67	6886,36	563,95	10715,02
FeCl ₂	126,753	1909,06	0,00	0,78	0,00	57,30
HCL	36,461	252,94	0,00	0,00	1271,67	141,30
FeCl ₃	162,206	146,94	0,00	0,17	0,00	7,36
H ₂ SO ₄	98,0776	0,00	1502,83	195,92	0,00	138,55
FeSO ₄	151,91	0,00	0,00	2058,68	0,00	4278,88
Fe ₂ (SO ₄) ₃	399,88	0,00	0,00	0,00	0,00	172,27
Sub-Total		6670,88	1533,50	9141,91	1835,62	15510,67
Total		17346,28			17346,28	

4. Reaktor 2

Tabel 2.17 Neraca Massa Reaktor 2

Komponen	BM	Input			Output		
		(F5)	(F8)	(F7)	(F10) (Liquid phase)	(F10) (Solid phase)	(F9) (Gas phase)
H ₂ O	18,0154	10715,02	0,00	2394,67	12668,16	0,00	666,75
FeCl ₂	126,753	57,30	0,00	0,00	1,72	0,00	0,00
HCL	36,461	141,30	0,00	0,00	17,80	0,00	160,18
FeCl ₃	162,206	7,36	0,00	0,00	0,37	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	98,0776	138,55	0,00	1596,45	459,59	0,00	0,00

FeSO4	151,91	4278,88	0,00	0,00	5093,99	0,00	0,00
Fe2(SO4) 3	399,88	172,27	0,00	0,00	1190,41	0,00	0,00
FeO	71,8464	0,00	216,5 9	0,00	0	8,66	0,00
Fe3O4 6	231,538	0,00	490,3 9	0,00	0	19,62	0,00
Fe2O3 2	159,692	0,00	81,73	0,00	0	3,27	0,00
Al2O3 2	101,961	0,00	12,26	0,00	0	12,26	0,00
SiO2	60,0848	0,00	8,17	0,00	0	8,17	0,00
CaO	56,0794	0,00	2,45	0,00	0	2,45	0,00
MgO	40,3114	0,00	1,63	0,00	0	1,63	0,00
MnO	70,9374	0,00	2,45	0,00	0	2,45	0,00
Lain - lain (Cr,Ni,Ti, S logam lain	79,964	0,00	1,63	0,00	0	1,63	0,00
Sub-Total		15510,6 7	817,3 2	3991,1 2	19432,0 3	60,15	826,9 3
Total		20319,11			20319,11		

5. Pressure Leaf Frame Filter

Tabel 2.18 Neraca Massa *Pressure Leaf Frame Filter*

Komponen	BM	Input		Output	
		(F10) (Liquid Phase)	(F10) (Solid Phase)	F10A (Cake)	F10B (Filtrat)
H2O	18,0154	12668,16	0,00	12,81	12655,35

FeCl ₂	126,753	1,72	0,00	0,00	1,72
HCL	36,461	17,80	0,00	0,02	17,78
FeCl ₃	162,206	0,37	0,00	0,00	0,37
H ₂ SO ₄	98,0776	459,59	0,00	0,46	459,12
FeSO ₄	151,91	5093,99	0,00	5,15	5088,84
Fe ₂ (SO ₄) ₃	399,88	1190,41	0,00	1,20	1189,21
FeO	71,8464	0,00	8,66	8,62	0,04
Fe ₃ O ₄	231,5386	0,00	19,62	19,52	0,10
Fe ₂ O ₃	159,6922	0,00	3,27	3,25	0,02
Al ₂ O ₃	101,9612	0,00	12,26	12,20	0,06
SiO ₂	60,0848	0,00	8,17	8,13	0,04
CaO	56,0794	0,00	2,45	2,44	0,01
MgO	40,3114	0,00	1,63	1,63	0,01
MnO	70,9374	0,00	2,45	2,44	0,01
Lain - lain (Cr, Ni, Ti, S logam lain)	79,964	0,00	1,63	1,63	0,01
Sub-Total		19432,03	79,50	79,50	19412,68
Total		19492,18		19492,18	

6. Iron Reduction Tank

Tabel 2.19 Neraca Massa *Iron Reduction Tank*

Komponen	BM	Input		Output	
		(F10B)	(F11) (Solid Phase)	(F12) (Gas phase)	(F13) (Liquid slurry)
H ₂	2,016	0,00	0,00	0,58	0
H ₂ O	18,0154	12655,35	0,00	379,66	12275,69
FeCl ₂	126,753	1,72	0,00	0,00	1,72

HCL	36,461	17,78	0,00	8,89	8,89
FeCl3	162,206	0,37	0,00	0,00	0,37
H2SO4	98,0776	459,12	0,00	0,00	430,83
FeSO4	151,91	5088,84	0,00	0,00	6487,94
Fe2(SO4)3	399,88	1189,21	0,00	0,00	0,00
FeO	71,8464	0,04	0,00	0,00	0,04
Fe3O4	231,5386	0,10	0,00	0,00	0,10
Fe2O3	159,6922	0,02	0,00	0,00	0,02
Al2O3	101,9612	0,06	0,00	0,00	0,06
SiO2	60,0848	0,04	0,00	0,00	0,04
CaO	56,0794	0,01	0,00	0,00	0,01
MgO	40,3114	0,01	0,00	0,00	0,01
MnO	70,9374	0,01	0,00	0,00	0,01
Lain - lain (Cr,Ni,Ti, S logam lain	79,964	0,01	0,00	0,00	0,01
Fe0	55,847	0,00	182,69	0,00	0,50
Mn	54,938	0,00	1,36	0,00	1,36
C	12,0112	0,00	0,88	0,00	0,88
Cu	63,54	0,00	0,39	0,00	0,39
Ni	58,71	0,00	0,22	0,00	0,22
Si	28,086	0,00	0,50	0,00	0,50
Cr	51,996	0,00	0,56	0,00	0,56
Impuritas lainnya	1	0,00	0,32	0,00	0,32
Sub-Total		19412,68	186,94	389,13	19210,48
Total		19599,61		19599,61	

7. Polish Filter

Tabel 2.20 Neraca Massa *Polish Filter*

Komponen	BM	Imput	Output	
		(F13)	(F13A)	(F13B)
H ₂ O	18,0154	12275,69	1,73	12273,96
FeCl ₂	126,753	1,72	0,000	1,72
HCL	36,461	8,89	0,00	8,89
FeCl ₃	162,206	0,37	0,00	0,37
H ₂ SO ₄	98,0776	430,83	0,06	430,77
FeSO ₄	151,91	6487,94	0,91	6487,03
FeO	71,8464	0,04	0,04	0,000
Fe ₃ O ₄	231,5386	0,10	0,10	0,000
Fe ₂ O ₃	159,6922	0,02	0,02	0,000
Al ₂ O ₃	101,9612	0,06	0,06	0,000
SiO ₂	60,0848	0,04	0,04	0,000
CaO	56,0794	0,01	0,01	0,000
MgO	40,3114	0,01	0,01	0,000
MnO	70,9374	0,01	0,01	0,000
Lain - lain (Cr,Ni,Ti, S logam lain	79,964	0,01	0,01	0,000
Fe ⁰	55,847	0,50	0,50	0,001
Mn	54,938	1,36	1,36	0,003
C	12,0112	0,88	0,88	0,002
Cu	63,54	0,39	0,39	0,001
Ni	58,71	0,22	0,22	0,000
Si	28,086	0,50	0,50	0,001
Cr	51,996	0,56	0,56	0,001
Impuritas lainnya	1	0,32	0,32	0,001
Sub-Total		19210,48	7,73	19202,75
Total		19210,48	19210,48	

8. Kristalizer

Tabel 2.21 Neraca Massa Kristalizer

Komponen	BM	Input	Output		
		(F14)	(F14A)	(F14B)	(F14C)
H ₂ O	18,0154	12273,96	7271,17	0,00	1227,40
FeCl ₂	126,753	1,72	1,72	0,00	0,00
HCL	36,461	8,89	0,00	0,00	8,89
FeCl ₃	162,206	0,37	0,37	0,00	0,00
H ₂ SO ₄	98,0776	430,77	430,77	0,00	0,00
FeSO ₄	151,91	6487,03	1939,22	0,00	0,00
FeO	55,847	0,001	0,00	0,001	0,00
Mn	54,938	0,003	0,00	0,003	0,00
C	12,0112	0,002	0,00	0,002	0,00
Cu	63,54	0,001	0,00	0,001	0,00
Ni	58,71	0,000	0,00	0,000	0,00
Si	28,086	0,001	0,00	0,001	0,00
Cr	51,996	0,001	0,00	0,001	0,00
Impuritas lainnya	1	0,001	0,00	0,001	0,00
FeSO ₄ .7H ₂ O	278,0164	0,000	0,00	8323,20	0,00
Sub-Total		19202,75	9643,25	8323,21	1236,29
Total		19202,75	19202,75		

9. Sentrifugal

Tabel 2.22 Neraca Massa Sentrifugal

Komponen	BM	Input			Output	
		(F18) (Mother Liquor + Adjust solution)	(F18) (Crystal Phase)	(F19)	(F20)	(F21)
H ₂ O	18,0154	14602,34	0,00	416,16	14946,04	187,74
FeCl ₂	126,753	1,72	0,00	0,00	1,69	0,02
HCL	36,461	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FeCl ₃	162,206	0,37	0,00	0,00	0,36	0,01
H ₂ SO ₄	98,0776	430,77	0,00	0,00	425,23	5,54
FeSO ₄	151,91	4385,63	0,00	0,00	4468,12	56,39
FeO	55,847	0,00	0,001	0,00	0,00	0,001
Mn	54,938	0,00	0,003	0,00	0,00	0,003
C	12,0112	0,00	0,002	0,00	0,00	0,002
Cu	63,54	0,00	0,001	0,00	0,00	0,001
Ni	58,71	0,00	0,000	0,00	0,00	0,000
Si	28,086	0,00	0,001	0,00	0,00	0,001
Cr	51,996	0,00	0,001	0,00	0,00	0,001
Impuritas lainnya	1	0,00	0,001	0,00	0,00	0,001
FeSO ₄ .7H ₂ O	278,0164	0,00	8323,20	0,00	41,62	8027,43
Sub-Total		19420,82	8323,21	416,16	19883,06	8277,13
Total		28160,19			28160,19	

10. Drayer

Tabel 2.23 Neraca Massa Dryer

Komponen	BM	Input	Output	
		(F21)	(F21A)	(F21B)
H ₂ O	18,0154	187,74	61,55	126,20
FeCl ₂	126,753	0,02	0,00	0,02
FeCl ₃	162,206	0,01	0,00	0,01
H ₂ SO ₄	98,0776	5,54	0,00	5,54
FeSO ₄	151,91	56,39	0,00	56,39
Fe ₀	55,847	0,001	0,00	0,001
Mn	54,938	0,003	0,00	0,003
C	12,0112	0,002	0,00	0,002
Cu	63,54	0,001	0,00	0,001
Ni	58,71	0,000	0,00	0,000
Si	28,086	0,001	0,00	0,001
Cr	51,996	0,001	0,00	0,001
Impuritas lainnya	1	0,001	0,00	0,001
FeSO ₄ .7H ₂ O	278,0164	8027,43	0,00	8027,43
Sub-Total		8277,13	61,55	8215,58
Total		8277,13	8277,13	

11. Neraca Massa Overall

Tabel 2.24 Neraca Massa Overall

Aliran	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
F1	12044.55	
F2		5373.68
F3A		1835.62
F4A	1533.50	
F4B	1629.03	
F6	2362.09	
F8	817.32	

F9		826.93
F10A		79.50
F11	186.94	
F12		389.13
F13A		7.73
F14C		1236.29
F15	4477.310176	
F16	5300.262947	
F19	416.16	
F20A		10259.99
F20B1		481.15
F20B2	9141.91	9141.91
F21A		61.55
F21B		8215.58
Total	37909.07	37909.07

Keterangan Arus :

Information:

- (F1) WPL Feed
- (F2) WPL Vapour – H₂O & HCL
- (F3) WPL Concentrated
- (F3A) Vapor H₂O & HCL to Scrubber UPL Unit
- (F4A) Sulphuric Acid 98% fresh
- (F5) FeSO₄ via Neutralization
- (F4B) Sulphuric Acid 98%
- (F6) Water Fresh
- (F7) Sulphuric Acid Solution 40%
- (F8) Fine Scale Mill From Storage (Silo)
- (F9) Vapour H₂O & HCL
- (F10) FeSO₄ via leaching mineral oxide ferrous with gas
- (F10A) Inert logam solid (cake) to UPL
- (F10B) FeSO₄ clearly slurry cake (filtrat)
- (F11) Fine Scrap iron from Storage Tank (silo)
- (F12) Vapour H₂O & HCL to Scrubber (UPL)
- (F13) FeSO₄ concentrated via reduction
- (F13A) Solid fine Scrap Iron Unreacted (Cake) to UPL
- (F13B) FeSO₄ no solid mineral
- (F14) FeSO₄ saturated
- (F14A) FSH fine formed
- (F14B) Mother Liquor

(F15) FeSO₄.7H₂O crystal from product storage
 (F16) Water Fresh from WWTP
 (F17)/(F20A FeSO₄ saturated solution
 (F18) Crystall low fraction transportation
 (F19) Water Make Up
 (F20) Filtrat Mother Liquor
 (F20A) FeSO₄ saturated solution (recycled scheme 2)
 (F20B) Recycle Stream Overflow MLBT
 (F20B1) UPL-Purging
 (F20B2) Recycle
 (F21) Wet FSH
 (F21A) Vapour H₂O
 (F21B) FSH low moisture to Silo

2.5.3 Neraca Panas

1. Evaporator

Tabel 2.25 Neraca Panas Evaporator

Aliran	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Entalpi F1	210427,9151	-
Q Heater	13940582,04	-
Entalpi F2	-	12414474,76
Entalpi F3	-	1729623,197
Q loss	-	6912
Total	14151009,95	14151009,95

2. Sulphuric Acid Storage & Acid Dilution Tank (F4)

Tabel 2.26 Neraca Panas Acid Dilution Tank

Aliran	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Entalpi F4B	14082,47	-
Entalpi F6	57994,85	-
Q dilution	1218816,661	-
Entalpi F7	-	337637,76
Q cooling	-	953256,23
Total	1290893,98	1290893,98

3. Reaktor 1

Tabel 2.27 Neraca Massa Reaktor 1

Aliran Komponen	Input	Output
Entalpi F3	1729623,197	-
Entalpi F4A	72077,32	-
Entalpi F20B2	-83789,41	-
Q heating	3786671,79	-
Q rxn	870,37	-
Entalpi F3A	-	2594964,21
Entalpi F5	-	2907637,86
Q loss	-	2851,2
Total	5505453,271	5505453,27

4. Reaktor 2**Tabel 2.28** Neraca Panas Reaktor 2

Aliran Komponen	Input	Output
Kalor F5	2907637,86	-
Kalor F7	337637,76	-
Kalor F8	2614,95	-
Q rxn	-909957	-
Q heating	4372219,46	-
Kalor F9	-	1783512,99
Kalor F10 (solid phase)	-	3491,32
Kalor F10 (liquid phase)	-	4919001,884
Q loss	-	4147,2
Total	6710153,40	6710153,40

5. Pressure Leaf Frame Filter**Tabel 2.29** Neraca Massa *Pressure Leaf Frame Filter*

Aliran Komponen	Input	Output
Q F10 (Sol.Phase)	3491,32	-
Q F10 (Liq.Phase)	4919001,88	-
Q F10A (Cake)	-	8448,18
Q F10B (Liq.)	-	4914045,03
Total	4922493,206	4922493,21

6. Iron Reduction Tank**Tabel 2.30** Neraca Panas *Iron Reduction Tank*

Aliran Komponen	Input	Output
Q F10B	4914045,03	-

Q F11	7860,75	-
Q rxn	-530950	-
Q cooling	-	656384,10
Q F12	-	919120,49
Q F13 (solid phase)	-	539,96
Q F13 (liquid phase)	-	2812060,529
Q loss	-	2851,2
Total	4390956,27	4390956,27

7. Polish Filter

Tabel 2.31 Neraca Panas *Polish Filter*

Aliran Komponen	Input	Output
Q F10 (Sol.Phas.)	539,96	
Q F10 (Liq.Phas.)	2812060,53	
Q F10A (Cake)		934,06
Q F10B (Liq.)		2811666,41
Total	2812600,48	2812600,46

8. Kristalizer

Tabel 2.32 Neraca Panas Kristalizer

Aliran Komponen	Input	Output
Q F14	2811666,41	
Q rxn	446448,70	
Q F14A (ML)		-161417,06
Q F14B (Solid)		-59047,93
Q F14C (vapour phase)		-11473,57
Panas Laten		3003039,24
Q cooler eksternal		487014,4218
Total	3258115,11	3258115,11

9. Sentrifugal

Tabel 2.33 Neraca Panas Sentrifugal

Aliran Komponen	Input	Output
Q F18 (ML)	-182315,66	-
Q F18 (Solid)	-33359,24	-
Q F19	0,00	-
Q F20 (ML+S)	-	-182017,68
Q F21 Crystall	-	-33657,19
Total	-215674,90	-215674,87

10. Dryer

Tabel 2.34 Neraca Panas Drayer

Aliran Komponen	Input	Output
Q F21	-33657,19	
Q Heater	381655,44	
Q F21A		3858,43
Q F21B		179437,76
Q loss		16571,35
Panas Laten		148130,71
Total	347998,25	347998,25

11. Neraca Panas Overall

Aliran	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Evaporator		
Q F1	210427.9151	0
Q Heater	13940582.04	0
Q F2	0	12414474.76
Q F3	0	1729623.197
Q loss	0	6912
Reaktor-01		
Q F3	1729623.197	0
Q F4A	72077.32303	0
Q F20B2	-83789.41432	0
Q heating	3786671.795	0
Q rxn	870.3703721	0
Q F3A	0	2594964.212
Q F5	0	2907637.86
Q loss	0	2851.2
Buffer Tank		
Q F5	2907637.86	2907637.86
Ws	931.39	0.00
Q loss	0.00	931.39
Mixer Tank		
Q F4B	14082.47	0.00
Q F6	57994.85	0.00
Q dilution	1218816.66	0.00
Q F7	0.00	337637.76
Q cooling	0.00	953256.23
Reaktor-02		

Q F5	2907637.86	0
Entapli F7	337637.758	0
Q F8	2614.947502	0
Q rxn	-909956.6235	0
Q heating	4372219.458	0
Q F9	0	1783512.994
Q F10 (solid phase)	0	3491.321579
Q F10 (liquid phase)	0	4919001.884
Q loss	0	4147.2
PLF		
Q F10 (Sol.Phas.)	3491.32	0.00
Q F10 (Liq.Phas.)	4919001.88	0.00
Q F10A (Cake)	0.00	8448.18
Q F10B (Liq.)	0.00	4914045.03
Reaktor-03		
Q F10B	4914045.03	0.00
Q F11	7860.75	0.00
Q rxn	-530949.51	0.00
Q cooling	0.00	656384.10
Q F12	0.00	919120.49
Q F13 (solid phase)	0.00	539.96
Q F13 (liquid phase)	0.00	2812060.53
Q loss	0.00	2851.20
Polish Filter		
Q F10 (Sol.Phas.)	539.96	0.00
Q F10 (Liq.Phas.)	2812060.53	0.00
Q F10A (Cake)	0.00	934.06
Q F10B (Liq.)	0.00	2811666.41
Intermediete Tank		
Q F14	2811666.41	2811666.41
Ws	762.05	0.00
Q loss	0.00	762.05
Crystallizer		
Q F14	2811666.41	0.00
Q rxn	446448.70	0.00
Q F14A (ML)	0.00	-161417.06
Q F14B (Solid)	0.00	-59047.93
Q F14C (vapour phase)	0.00	-11473.57
Panas Laten	0.00	3003039.24

Q Cooler Eskternal	0.00	487014.4218
MLBT		
Q F15	-31763.68	0.00
Q F16	0.00	0.00
Q dilution	249007.50	0.00
Q F17	0.00	4790.09
Q cooler	0.00	212453.74
TWV		
Q F14A (ML)	-161417.06	0.00
Q F14B (Solid)	-59047.93	0.00
Q F17	4790.09	0.00
Q F18 (ML+S)	0.00	-182315.66
Q F18 Crystall	0.00	-33359.24
Sentrifugal		
Q F18 (ML)	-182315.66	0.00
Q F18 (Solid)	-33359.24	0.00
Q F19	0.00	0.00
Q F20 (ML+S)	0.00	-182017.68
Q F21 Crystall	0.00	-33657.19
MLBT Scheme 2		
Q F20 (ML+S)	-182017.68	0.00
Q F20A (S)	0.00	-93818.30
Q F20B (ML - R)	0.00	-88199.38
MLBT Splitter		
Q F20 (ML+S)	-88199.38	0.00
Q F20A (S)	0.00	-4409.97
Q F20B (ML - R)	0.00	-83789.41
VRD		
Q F21	-33657.19	0.00
Q Heater	381655.44	0.00
Q F21A	0.00	3858.43
Q F21B	0.00	179437.76
Q loss	0.00	16571.35
Panas Laten	0.00	148130.71
Total	48626348.59	48626348.60
Q loss	0.01	0.00000

Keterangan:

Q(F1): Energi sensibel umpan WPL ($\text{FeCl}_2 + \text{HCl} + \text{H}_2\text{O}$).

Q(Heater): Energi dari steam untuk penguapan.

Q(F2): Panas laten uap H₂O & HCl keluar ke scrubber.

Q(F3): Energi sensibel larutan pekat menuju R-210.

Q(Loss): Kehilangan panas ke lingkungan.

Q(F4B): Energi sensibel asam sulfat 98%.

Q(F6): Energi sensibel air segar.

Q(Rxn-Dil): Panas reaksi eksotermis pengenceran H₂SO₄.

Q(Cooling): Energi yang dilepas ke sistem pendingin agar suhu tetap 50 °C.

Q(F7): Energi larutan H₂SO₄ 40% menuju R-220.

Q(F3): Energi dari WPL pekat.

Q(Heater): Steam jacket menjaga suhu 85 °C.

Q(Rxn): Reaksi endotermis $\text{FeCl}_2 + \text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow \text{FeSO}_4 + 2\text{HCl}$.

Q(F5): Energi larutan FeSO₄ keluar.

Q(Loss): Kehilangan panas minor.

Q(F5): Energi dari R-210.

Q(Heater): Pemanas tambahan menjaga suhu stabil.

Q(Loss): Kehilangan panas ke lingkungan.

Q(F7): Energi larutan H₂SO₄ 40%.

Q(F8): Energi sensibel padatan scale mill.

Q(Rxn): Reaksi eksotermis pelarutan oksida besi.

Q(Heater): Steam tambahan menjaga suhu 110 °C.

Q(F10): Energi larutan FeSO₄ hasil reaksi.

Q(Loss): Kehilangan panas minor.

Q(F10): Energi slurry dari R-220.

Q(F10A): Energi padatan (cake) ke UPL.

Q(F10B): Energi filtrat menuju R-230.

Q(F10B): Energi filtrat dari PLF.

Q(F11): Energi sensibel scrap iron.

Q(Rxn): Reaksi eksotermis $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 + \text{Fe}^0 \rightarrow 3\text{FeSO}_4$.

Q(Cooler): Pendingin menjaga suhu 75 °C.

Q(F13): Energi larutan FeSO_4 pekat keluar.

Q(F13B): Filtrat menuju crystallizer.

Q(Loss): Kehilangan panas akibat pendinginan alami.

Q(F14): Energi larutan lewat jenuh dari intermediate tank.

Q(Rxn-Nucleation): Panas reaksi kristalisasi (eksotermis ringan).

Q(Cooling): Pendinginan vakum (penurunan suhu 75 °C $\rightarrow$ 20 °C).

Q(F14A): Energi kristal $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$.

Q(F14B): Energi mother liquor.

Q(F18): Energi slurry dari crystallizer.

(F19): Energi air pencuci.

Q(F20): Energi mother liquor hasil pemisahan.

Q(F15): Energi kristal recycle.

Q(F16): Energi air segar.

Q(Dill): Energi pelarutan eksotermis ringan.

Q(Cooler): Pendinginan menjaga suhu ruang (25 °C).

Q(F20A): Larutan jenuh recycle ke splitter.

Q(F20B): Energi aliran recycle.

Q(F20B1): Purging ke UPL.

Q(F20B2): Recycle ke sistem.

2.6 Layout Pabrik dan Peralatan Proses

2.6.1 Layout Pabrik

Layout pabrik adalah rencana dari keseluruhan tata letak fasilitas dalam industri yang termasuk penempatan personil, pemindahan material, alat-alat proses operasi, dan alat pendukung lainnya, sehingga dengan menggunakan fasilitas-fasilitas yang ada dalam perusahaan dapat menciptakan suatu kegiatan yang optimum (James A Moore, 2000). Sedangkan menurut Yamit (1996) perencanaan layout adalah rencana pengaturan semua fasilitas produksi guna memperlancar

produksi yang efektif dan efisien. Sehingga layout pabrik sangat diperlukan dalam keberjalanan pabrik sehingga penggunaan area pabrik dan kelancaran proses produksi terjamin. Layout pabrik biasanya meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penimbunan bahan, baik bahan baku maupun produk. Tata letak pabrik harus memperkirakan penentuan penempatan alat-alat produksi, sehingga alur proses produksi dapat berjalan dengan lancar serta faktor keamanan, keselamatan dan kenyamanan bagi karyawan dapat terjamin.

Selain peralatan yang tercantum dalam flow sheet proses, beberapa bangunan fisik lain seperti kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, pos penjagaan dan sebagainya hendaknya ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu, ditinjau dari segi lalu lintas barang, control dan keamanan.

Beberapa faktor yang harus diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik amonium klorida, adalah:

a) Kemungkinan perluasan di masa depan

Perluasan pabrik harus sudah diperhitungkan sejak awal agar tidak terjadi masalah terkait kebutuhan tempat tidak timbul di waktu yang akan datang. Sejumlah area khusus sudah disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik maupun mengolah produknya sendiri ke produk yang lain. Salah satu kendala yang dapat terjadi adalah terkait harga, sehingga dapat membatasi kemampuan penyediaan area. Jika harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan dan penempatan peralatan sehingga menghemat tempat.

b) Keselamatan Pekerja dan letak alat

Keselamatan pekerja perlu diperhatikan untuk menjaga kelancaran pabrik, sehingga letak setiap alat produksi harus disusun secara urut dari segi teknis sesuai dengan urutan setiap proses kerja. Selain itu penerangan ruangan dan ventilasi yang baik juga perlu diperhatikan agar tidak terjadi kecelakaan kerja bagi pekerja.

c) Bentuk pondasi, kerangka, atap dan tembok bangunan

Bentuk bangunan, jarak antar bangunan yang satu dengan bangunan yang lain, pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam dan listrik akan memudahkan kerja dan perawatannya.

d) Kemungkinan timbulnya bahaya seperti kebakaran dan ledakan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan dan asap/gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam prarancangan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman seperti hydrant, penampung air yang cukup, penahan ledakan. Tangki penyimpan bahan baku atau produk berbahaya harus diletakkan di area yang khusus.

e) Kemudahan Akses dan Alternatif

Operator harus memiliki akses yang mudah ke lokasi alat ukur dan peralatan kontrol untuk mengurangi kecelakaan kerja. Selain itu dibutuhkan adanya jalan pintas guna memberikan pertolongan dan menyediakan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

f) Lokasi Kantor

Lokasi perkantoran mudah dijangkau dari jalan utama untuk efisiensi waktu. Secara umum layout pabrik ini dapat dibagi menjadi beberapa daerah denah utama, yaitu:

a) Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang control

- a. Daerah administrasi merupakan kegiatan administrasi pabrik
- b. Daerah laboratorium dan ruang control merupakan pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual

b) Daerah proses

Daerah proses merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung

c) Daerah pergudangan dan bengkel

Gudang merupakan tempat penyimpanan bahan kimia pendukung proses, barang dan suku cadang alat proses. Bengkel digunakan untuk perbaikan alat-alat dan pembuatan alat-alat penunjang proses.

d) Daerah utilitas

Merupakan daerah dimana terjadi kegiatan penyediaan sarana pendukung proses.

e) Daerah fasilitas umum

Merupakan daerah penunjang segala aktivitas pabrik dalam pemenuhan kepentingan pekerja seperti tempat parkir, masjid dan kantin.

f) Daerah pengolahan limbah

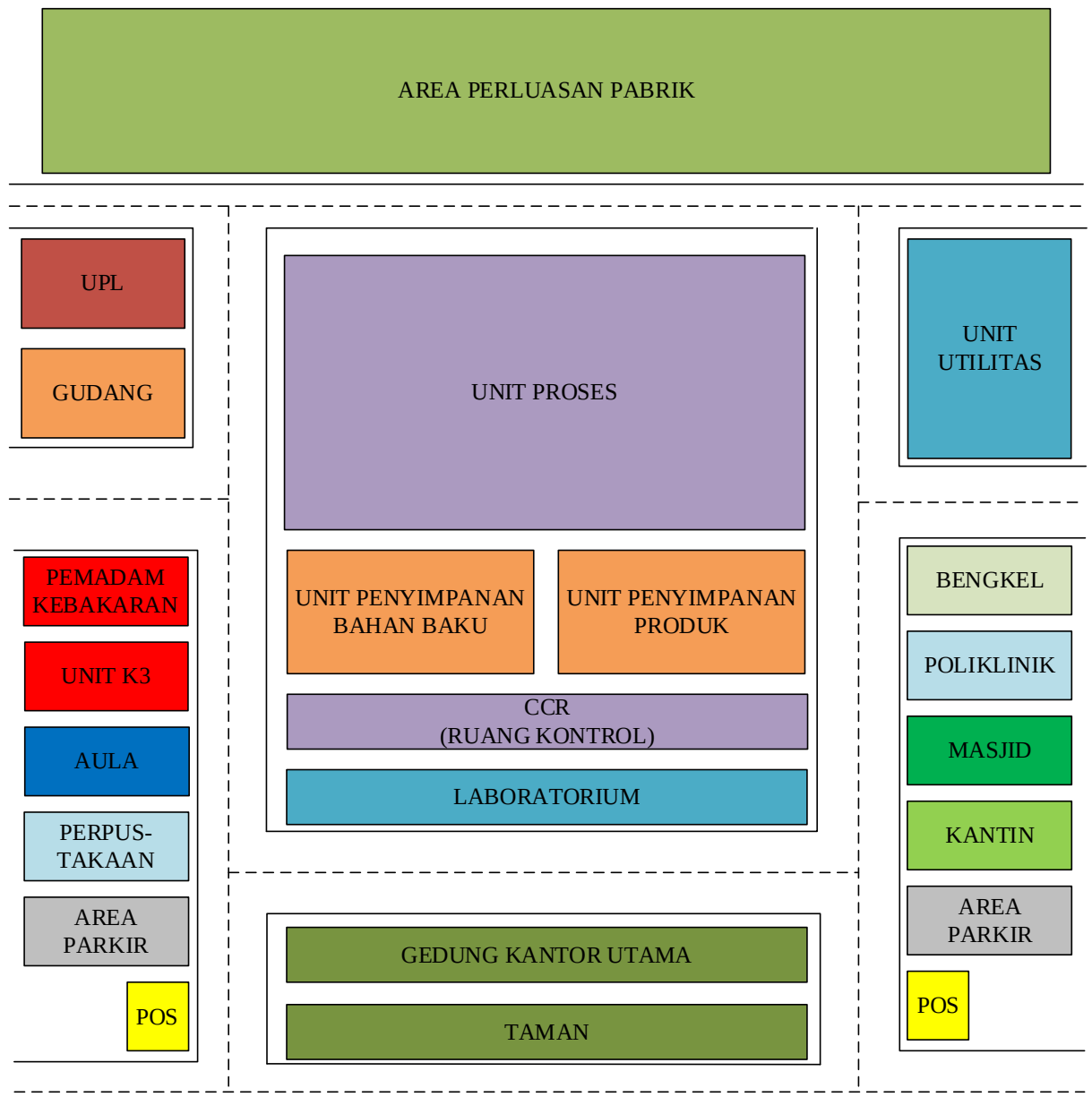
Merupakan daerah pembuangan dan pengolahan limbah yang berasal dari aktivitas pabrik. Daerah ini ditempatkan di tempat yang jauh dari bangunan kantin, poliklinik, masjid dan daerah administrasi

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik tertera pada Tabel 2.34

Tabel 2.35 Perincian Luas Tanah Sebagai Bangunan Pabrik

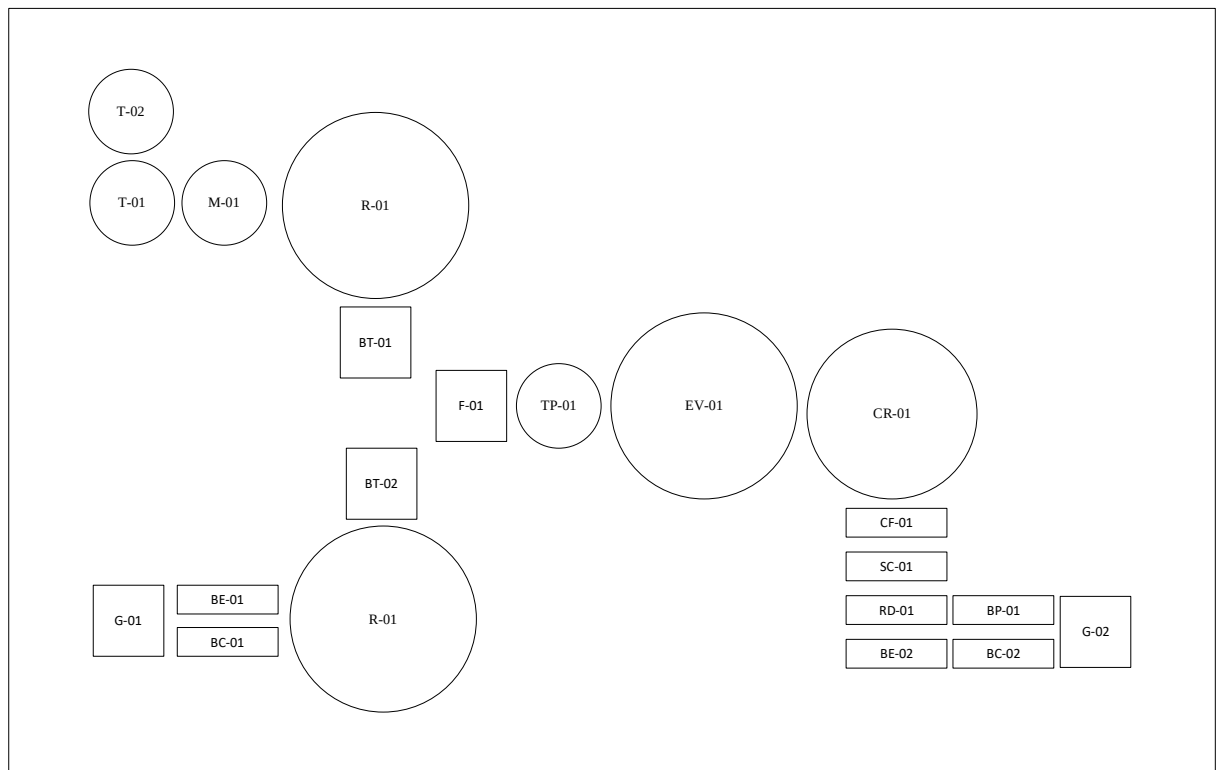
No	Lokasi	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan	80
2	Gedung Kantor Utama	1500
3	Kantin	400
4	Laboratorium	800
5	Unit Pemadam Kebakaran	400
6	Gudang	400
7	Kantor K3	700
8	Kantor RnD dan Perustakaan	500
9	Bengkel	1200
10	CCR (Ruang Kontrol)	600
11	Masjid	600
12	Aula Pertemuan	600
13	Poliklinik	600
14	Unit Penyimpanan Bahan Baku	5000
15	Unit Penyimpanan Produk	5000
16	Unit Proses	20000
17	Unit Utilitas	7000
18	Unit Pengolahan Limbah	2000
19	Lapangan Parkir	2000
20	Jalan, Taman	2400
21	Daerah Perluasan Pabrik	10000
Total		61.780

Adapun layout area pabrik ferrous sulfate heptahydrate dapat dilihat pada gambar 2.4



Gambar 2.4 Layout Area Pabrik

Tata letak peralatan dapat dilihat dalam pra rancangan pabrik Ferrous Sulfate Heptahydrate pada Gambar 2. Berikut



Keterangan:

BC-01/02	= <i>Belt conveyor</i>
BE-01/02	= <i>Belt elevator</i>
BP-01	= <i>Bin product</i>
BT-01/02	= <i>Buffer tank</i>
CF-01	= <i>Centrifuge</i>
CR-01	= <i>Crystallizer</i>
EV-01	= <i>Evaporator</i>
F-01	= <i>Frame filter</i>
G-01/02	= <i>Gudang penyimpanan bahan baku dan produk</i>
M-01	= <i>Tangki pelarutan asam sulfat</i>
R-01/02	= <i>Reaktor</i>
RD-01	= <i>Rotary Dryer</i>
SC-01	= <i>Screw conveyor</i>
T-01/02	= <i>Tangki penyimpanan bahan baku</i>
TP-01	= <i>Tangki Penyimpanan setelah frame filter</i>